

VŠB - Technická univerzita Ostrava
Fakulta strojní
Katedra energetiky

Návrh zařízení pro procesní zpracování rafinérských
odpadních plynů

Design of Device for Procedural Processing of Refinery
Waste Gases

Student:

Vedoucí diplomové práce:

Bc. Jiří Holler

doc. Ing. Jiří Míka, CSc.

Ostrava 2014

VŠB - Technická univerzita Ostrava
Fakulta strojní
Katedra energetiky

Zadání diplomové práce

Student:

Bc. Jiří Holler

Studijní program:

N2301 Strojní inženýrství

Studijní obor:

2302T006 Energetické stroje a zařízení

Téma:

Návrh zařízení pro procesní zpracování rafinérských odpadních plynů
Design of Device for Procedural Processing of Refinery Waste Gases

Zásady pro vypracování:

Vypracujte návrh procesního zařízení pro sběr a zpracování odpadních plynů ze zpracování ropy.

Práce bude obsahovat:

1. Bilanční výpočet systému sběru a úpravy rafinérského plynu.
2. Návrh, výpočet a konstrukční řešení separátoru pro oddělení kapalných příměsí.
3. Návrh, výpočet a konstrukční řešení výměníku pro odpaření kapalných příměsí rafinérského plynu.
4. Technicko – ekonomické zhodnocení řešení.

Seznam doporučené odborné literatury:

BLAŽEK, J., RÁBL, V. Základy zpracování a využití ropy, VŠCHT Praha 2006, ISBN 80-7080-619-2.
WICHTERLE, K. Základy procesního inženýrství, VŠB - TU Ostrava 2008, ISBN 978-80-248-2580-9.
KYSELA, L., TOMČALA, J. Ekonomika v energetice. Ostrava: VŠB-TU, 2000. ISBN 80-7078-851-8.
KYSELA, L., MÍKA, J., KYSELOVÁ, S. Teplárenství. Učební text. Katedra energetiky VŠB-TU Ostrava, 2010.
ON 074017 Tepelný výpočet parních kotlů.
DLOUHÝ T. Výpočty kotlů a spalinových výměníků. ČVUT Praha, 2005. ISBN 978-80-01-03757-7.


Formální náležitosti a rozsah diplomové práce stanoví pokyny pro vypracování zveřejněné na webových stránkách fakulty.


Vedoucí diplomové práce: **doc. Ing. Jiří Míka, CSc.**

Datum zadání: 13.12.2013

Datum odevzdání: 19.05.2014




prof. Ing. Dagmar Juchelková, Ph.D.
vedoucí katedry


doc. Ing. Ivo Hlavatý, Ph.D.
děkan fakulty

Místopřísežné prohlášení studenta

Prohlašuji, že jsem celou diplomovou práci včetně příloh vypracoval samostatně pod vedením vedoucího diplomové práce a uvedl jsem všechny použité podklady a literaturu.

V Ostravě: 18. 05. 2014



Podpis studenta

Prohlašuji, že

- jsem byl seznámen s tím, že na moji diplomovou práci se plně vztahuje zákon č. 121/2000 Sb., autorský zákon, zejména § 35 - užití díla v rámci občanských a náboženských obřadů, v rámci školních představení a užití díla školního a § 60 - školní dílo.
- беру на вѣдомі, že Vysoká škola báňská - Technická univerzita Ostrava (dále jen „VŠB-TUO“) má právo nevýdělečně ke své vnitřní potřebě diplomovou práci užít (§ 35 odst. 3).
- souhlasím s tím, že diplomová práce bude v elektronické podobě uložena v Ústřední knihovně VŠB-TUO k nahlédnutí a jeden výtisk bude uložen u vedoucího diplomové práce. Souhlasím s tím, že údaje o kvalifikační práci budou zveřejněny v informačním systému VŠB-TUO.
- bylo sjednáno, že s VŠB-TUO, v případě zájmu z její strany, uzavřu licenční smlouvu s oprávněním užít dílo v rozsahu § 12 odst. 4 autorského zákona.
- bylo sjednáno, že užít své dílo - diplomovou práci nebo poskytnout licenci k jejímu využití mohu jen se souhlasem VŠB-TUO, která je oprávněna v takovém případě ode mne požadovat přiměřený příspěvek na úhradu nákladů, které byly VŠB-TUO na vytvoření díla vynaloženy (až do jejich skutečné výše).
- беру на вѣдомі, že odevzdáním své práce souhlasím se zveřejněním své práce podle zákona č. 111/1998 Sb., o vysokých školách a o změně a doplnění dalších zákonů (zákon o vysokých školách), ve znění pozdějších předpisů, bez ohledu na výsledek její obhajoby.

V Ostravě: 18. 05. 2014



podpis studenta

Jméno a příjmení autora práce: Jiří Holler

Adresa trvalého pobytu autora práce: II. Odboje 8, Vyškov 682 01

ANOTACE DIPLOMOVÉ PRÁCE

HOLLER, J. Návrh zařízení pro procesní zpracování rafinérských odpadních plynů: diplomová práce. Ostrava : VŠB - Technická univerzita Ostrava, Fakulta strojní, Katedra energetiky, 2014, 52 stran. Vedoucí práce: doc. Ing. Jiří Míka, CSc.

Diplomová práce se zabývá úpravou a využitím rafinérských odpadních plynů. Navržený technologický systém je bilančně řešen pomocí simulačního programu ChemCad, jehož výsledky jsou doloženy jako příloha vlastní diplomové práce. Zvolené hodnoty proudů při mimořádné události a následném bezpečnostním uvolnění před flérovým systémem jsou základem pro výpočet a konstrukční řešení vybraného strojního zařízení – třífázového separátoru kapalných příměsí. Dle složení a množství využitých odpadních plynů je posouzena ekonomická výhodnost navrhovaných opatření v systému.

ANNOTATION OF MASTER THESIS

HOLLER, J. Design of Device for Procedural Processing of Refinery Waste Gases: Master Thesis. Ostrava : VŠB - Technical University of Ostrava, Faculty of Mechanical Engineering, Department of Energy Engineering, 2014, 52 pages Thesis head: doc. Ing. Jiří Míka, CSc.

Master thesis is dealing with treatment and utilization of refinery waste gases. The material balance of this waste gas system is simulated with ChemCad software, the report from simulation is enclosed as attachment of master thesis. Operating data of flows during emergency de-pressuring are used as a basic for design of process equipment – three phase separator (knock out drum). According to volume and composition of recovered waste gases is evaluated economic effectiveness of designed system.

Obsah

Seznam použitého značení.....	6
1.Úvod	8
2.Ropa	9
2.1 Vývoj cen ropy	10
2.2 Těžba ropy	11
2.3 Základní zpracování ropy	13
2.4 Rafinérský a petrochemický průmysl v České republice.....	16
3.Technologie navrhovaného systému	19
3.1 Pozdržené koksování	19
3.2 Fluidní katalytické krakování	21
3.3 Katalytická hydrogenace benzínu.....	24
4.Flérový systém	25
5.Systému sběru a využití odpadního plynu.....	29
5.1 Popis systému	29
5.2 Pracovní podmínky systému	30
5.2.1 Množství odplynů za normálního provozu	30
5.2.2 Návrhové množství odplynů při havarijním stavu.....	31
6.Konstrukční návrh třífázového separátoru	32
6.1 Volba typu separátoru	32
6.2 Návrh jednotlivých regulačních úrovní.....	33
6.3 Výpočet vstupních a výstupních hrdel separátoru	34
6.4 Výpočet zádržných objemů pro kapalnou fázi	37
6.5 Rozměrové výpočty separátoru.....	38
7.Technicko - ekonomické zhodnocení.....	44
7.1 Investiční náklady navrhovaného systému	44
7.2 Provozní náklady navrhovaného systému	45
7.2.1 Přímé náklady na elektrickou energii pro pohon kompresoru	45
7.2.2 Celkové provozní náklady za rok.....	46
7.3 Úspory získané využitím odpadních plynů	46
8.Závěr	49
9.Použitá literatura	50
Seznam příloh, grafů, obrázků a tabulek	51

Seznam použitého značení

Symbol	Veličina	Jednotka
C	cena	[Kč]
c_p	měrná tepelná kapacita za stálého tlaku	[kJ/(kg·K), kJ/(m _n ³ ·K)]
D	průměr	[m]
H	výška	[m]
CIN	celkové investiční náklady	[Kč]
i	entalpie	[kJ/m ³]
k	koeficient	[-]
L	vzdálenost	[m]
LZA (HH)	nejvyšší, blokovací úroveň hladiny	[m]
LA (H)	alarmovaná horní úroveň hladiny	[m]
LA (L)	alarmovaná spodní úroveň hladiny	[m]
LZA (LL)	nejnižší, blokovací úroveň hladiny	[m]
m	hmotnost	[kg]
M	střední molekulová hmotnost	[kg/mol]
Mo	momentové namáhání	[Pa]
N	náklady	[Kč]
O	odběr energie	[kWh]
P	příkon	[kW]
p	tlak	[Pa]
R	měrná plynová konstanta	[kJ/(kmol.K)]
Q	teplo	[kJ]
\dot{Q}	hmotnostní tok	[kg/s]
Q_i	výhřevnost	[kJ/m _n ³]
Q_n	spalné teplo	[kJ/m _n ³]
S	plocha	[m ²]
T	absolutní teplota	[K]
t	teplota	[°C]
U	úspory	[Kč]
V	objem	[m ³]
\dot{V}	objemový tok	[m ³ /s]
v	rychlost	[m/s]

Symbol	Veličina	Jednotka
ε	kompresní poměr	[-]
η	účinnost	[%]
κ	adiabatický exponent	[-]

Indexy

c	celkový
el	elektrický
hav	havarijní
k	kalník
kap	kapka
ko	kontrolovaný objem mezi hladinami
l _{kp}	lehčí kapalný podíl
max	maximální
min	minimální
nor	normální
od	odlučovací
op	odpadní plyn
pl	plyn
pl _p	plynný podíl
pp	parní prostor
rp	regulovaný prostor
sk	skutečný
tk _p	těžší kapalný podíl
v	vnitřní
vst	vstupní
výs	výstupní
z	zvuk
zd	zádržný
zp	zemní plyn

Zkratky

FCC	fluidní katalytické krakování
HYD	hydrogenace
PK	pozdržené koksování

1. Úvod

Prioritou každého průmyslového podniku je snaha optimalizovat výrobní provoz a co nejefektivněji využívat suroviny vstupující do procesu zpracování. Jedná-li se o surovinu, jejíž zásoby jsou omezené a má celosvětově tak zásadní význam jako má ropa, je v zájmu nás všech, aby výroba ropných produktů probíhala s maximálním využitím.

Touto diplomovou prací je řešen systém sběru a využití tzv. odpadních plynů ze tří technologických provozů zpracování ropy. Jedná se o jednotky hydrogenace benzínu, fluidního katalytického krakování a pozdrženého koksování. Z typu zvolených provozů vyplývá, že odplynny jsou uhlovodíkového složení, obvykle s malým množstvím vodní páry, která je často součástí procesních proudů. Produkce těchto plynů spočívá jednak v jejich kontinuálním uvolňování během vlastních procesů, druhou možností jsou náhodné výfuky pojišťovacích ventilů při poruchách zařízení či odchylkách od standardních provozních podmínek (např. překročení kritických tlaků v jednotlivých strojních zařízeních). Primární účel systému je tedy zajištění bezpečnosti při havarijních situacích. Z tohoto faktu vyplývající podmínkou je, aby byl celý systém včetně jednotlivých strojních zařízení dimenzován na největší množství uvolněných odplynů z pojišťovacích ventilů.

Tok uhlovodíkových plynů, který proudí sběrným systémem, nemůže být uvolněn do atmosféry, bývá proto ve flérových (polních) hořácích bezpečně, avšak bez užitku spalován. Těmito flérovými hořáky jsou vybaveny všechny rafinerie a petrochemické závody po celém světě. Jedním z cílů této diplomové práce je nabídnout alternativu a tyto plyny dále využívat.

Provozní parametry a složení jednotlivých proudů odpadních plynů jsou voleny dle reálných technologických jednotek. Materiálová bilance navrhovaného systému za normálního provozu je zpracována v simulačním programu ChemCad. Výsledky simulace procesu udávají složení a množství dále využitelných podílů z odpadních plynů. Plynný podíl je zařazen do systému topného plynu v navazujících provezech (po oddělení kapalných příměsí v separátoru). Lehčí, tj. uhlovodíkový kapalný podíl ze separátoru je odčerpáván a dále zpracován přidáním do procesních proudů provozních jednotek. Odsazená odpadní voda je obvykle odvedena do čistírny odpadních vod.

Zadáním pro konstrukční návrh vybraného strojního zařízení – třífázového separátoru kapalných příměsí je maximální množství látek uvolněných z provozu před flérovým systémem při havarijní situaci.

Po navržení popisovaného systému bude možné ze složení a množství dále využívaných podílů určit, zda zvolené řešení využití odplynů má technické a ekonomické opodstatnění.

2. Ropa

Ropa je hořlavá kapalina světle žluté až téměř černé barvy. Je složena především z uhlovodíků. V ropě bývají přítomny sirné, kyslíkaté a dusíkaté sloučeniny a další látky kapalného, plynného, ale i pevného skupenství. Vznik ropy objasňují anorganická a organická teorie. Obě jsou podloženy řadou argumentů, které podporují správnost každé z nich. Jelikož je známo mnoho druhů ropy, lze podle jejich složení předpokládat, že některé vznikly rozkladem obrovského množství organismů a jiné reakcemi anorganických sloučenin, například karbidů některých kovů s vodou. Jedním ze zastánců anorganického vzniku ropy byl ruský chemik a autor periodické tabulky prvků Dmitrij Ivanovič Mendělejev. Reakce při vzniku ropy vždy musely probíhat za příznivých podmínek - teploty, tlaku a bez přístupu vzduchu. Ropa se tvoří neustále, avšak v rozmezí milionů až desítek milionů let. Z tohoto důvodu se tedy jedná o neobnovitelný zdroj energie, který má nepostradatelný celosvětový význam v mnoha odvětvích. I přes neustálou snahu nahradit paliva získávaná z ropy alternativními druhy, jsou benzín, motorová nafta (diesel) a letecký petrolej stále dominantními zdroji energie pro dopravu. Další využití nachází ropa v chemickém či farmaceutickém průmyslu, kde je její role rovněž nezastupitelná. Zajímavostí je, že více než polovina celosvětové produkce ropy od roku 2008 do roku 2011 pocházela pouze z deseti zemí světa (tab. 2.1).

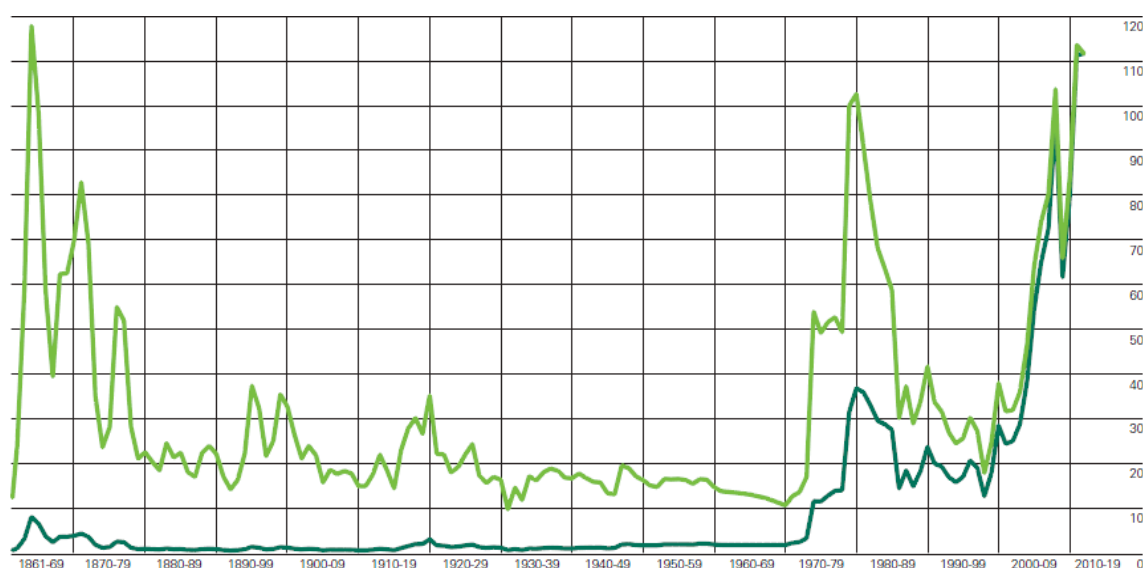
10 nejvýznamnějších producentů ropy v letech 2008 – 2011 (Miliony tun)				
	2008	2009	2010	2011
1. Saudská Arábie	509	452	471	517
2. Rusko	485	494	502	510
3. Spojené státy americké	300	320	336	346
4. Irán	214	206	227	215
5. Čína	190	194	200	203
6. Kanada	155	152	159	169
7. Spojené Arabské Emiráty	136	120	129	149
8. Venezuela	137	126	149	148
9. Mexiko	159	146	144	144
10. Nigérie	X	X	130	139
Kuvajt	145	124	X	X
Celosvětová produkce	3941	3843	3973	4011
Podíl prvních deseti zemí	62%	61%	62%	63%

Tabulka 2.1 – Nejvýznamnější producenti ropy v letech 2008 – 2011 ^[14]

2.1 Vývoj cen ropy

Vývoj cen ropy zaznamenal během uplynulých sto padesáti let několik zásadních výkyvů (graf 2.1). Tyto náhlé změny byly vyvolány událostmi ve společnosti. K prvnímu prudkému zvýšení ceny ropy došlo v letech 1859 až 1870, kdy byla zásadním způsobem rozvinuta těžba ropy v Americe objevením ropných polí v severovýchodní Pensylvánii. Podle přepočtu tehdejšího kurzu amerického dolaru na dnešní dosáhla cena za jeden barel ropy právě v tomto období historického maxima, téměř sto dvaceti dolarů. Od tohoto historického milníku cena ropy dlouhodobě klesala (až na drobné výjimky), což bylo zapříčiněno zahájením produkce ropy mimo Spojené státy americké či objevením dalších nalezišť ropy. Například roku 1880 zahájilo export ropy Rusko, v roce 1900 ovlivnilo cenu ropy nalezení ropných polí v Texasu. Krátkodobé navýšení, historie zaznamenala v letech 1910 až 1920, kdy panovaly obavy z nedostatečných zásob ropy na severoamerickém kontinentu, ale objevení dalších nalezišť srazily cenu ropy opět pod hodnotu dvaceti dolarů za barel.

Zásadní turbulence v cenách ropy započaly koncem šedesátých let a vrcholu v tomto období dosáhly během íránské revoluce (1978 – 1979), kdy byla pokořena magická hranice sta dolarů za barel. Od této ropné krize se do dnešního dne ceny ropy vyšplhaly nad hodnotu sta dolarů ještě dvakrát. Poprvé k tomu došlo v roce 2008, kdy se mimo jiné na tomto faktu podepsala americká invaze do Iráku. Poslední vrchol cen ropy byl dosažen v roce 2010, od tohoto roku až do současnosti probíhají revoluční snahy v arabských zemích, takzvané Arabské jaro. Ceny ropy se v důsledku těchto událostí vyšplhaly dokonce nad 110 dolarů za barel.



Graf 2.1 – Vývoj cen ropy v období let 1861 – 2012 ^[12]

Cena za barel (159 litrů) ropy v dolarech: — Cena ropy přepočtena na kurz dolaru v roce 2012
— Cena ropy dle kurzu dolaru v daném období

2.2 Těžba ropy

Ropa se nachází v pórech propustných hornin jako je vápenec či pískovec. Ropné ložisko může vzniknout pouze tehdy, když horniny propustné, v nichž je kromě ropy obsažena voda a zemní plyn, jsou obklopeny horninami nepropustnými. Ložiska ropy se vyskytují většinou v hloubce několika set až několika tisíc metrů, nejčastěji 600 až 2500 metrů pod úrovní povrchu země.

V místě, kde se předpokládá přítomnost ropného ložiska pod povrchem, se nejprve provede vrt průzkumný. Na základě vyhodnocení vzorků z průzkumného vrtu a výsledků geofyzikálních měření se na stejném místě, v případě že je potvrzena přítomnost ropy, realizuje vrt těžební. V dnešní době se používají rotační vrtáky z tvrdých karbidů kovů, jejichž hlavice bývají osazeny průmyslovými diamanty. Vrtáky jsou připevněny na konci trubek, které se do sebe postupně zašroubovávají. Se zvětšující se hloubkou vrtu se průměr trubek zmenšuje. Otáčivý pohyb sešroubovaných rotujících tyčí zajišťuje motor na povrchu, zde se nachází konstrukce těžební věže s jeřábem pro manipulaci s vrtnými tyčemi.

Způsob těžby ropy lze rozdělit do tří základních kategorií. Při primárním způsobu se využívá tlaku v ložisku, který je způsobený přítomností zemního plynu a vody. Ropa samovolně vyvěrá a je na povrchu jímána kontrolovaným tokem. Tímto způsobem je možné získat přibližně dvacet procent z celkového objemu ropy v ložisku. Tlak v ložisku však postupně klesá a dostane-li se na hodnotu, při níž ropa nevytéká z ložiska sama, musí být použita metoda sekundární. Při této metodě se tlak v ložisku zvyšuje zpětným vháněním plynu nebo vody z ložiska, tímto opatřením lze navýšit objem vytěžené ropy až o dalších patnáct procent. Poslední možností jak zvýšit množství ropy získané těžbou, je injektáž médií, která nepochází z vlastního ložiska, tato varianta se nazývá terciární metoda těžby ropy. Jednou z možností je vtláčení oxidu uhličitého. Jelikož objem vytěženého množství je závislé na viskozitě ropy v ložisku, je možné její viskozitu zmenšit vtláčením horké vodní páry. Kromě snížení viskozity ropy v okolí těžební sondy se i při tomto opatření zvýší tlak v ložisku. Mezi terciární opatření lze zařadit i částečné zapálení ložiska ropy, opět z důvodu snížení viskozity, přičemž je podmínkou zajištění přívodu vzduchu do místa spalování ropy. Aplikací terciární metody je možné vytěžit dalších pět až patnáct procent v nalezišti. Je vždy na zvážení nakolik se vyplatí investovat do jednotlivých opatření. Uvedená procenta navýšení vytěžené ropy jsou orientační a jsou ovlivněna hloubkou těžby, složením horniny a především viskozitou ropy. Není možné vytěžit všechnu ropu z ložiska. U lehkého druhu ropy se vytěžitelnost pohybuje kolem osmdesáti procent, u těžkých pouze i do pěti procent^[9].

Neutuchající celosvětová poptávka po ropě a fakt, že je stále složitější objevovat nová naleziště ropy na pevnině, jsou hlavními důvody realizace ropných vrtů pod hladinou moře. Tato výrazně ekonomicky i technicky náročnější forma těžby ropy se poprvé uskutečnila ve 40. letech 20. století a zejména v posledních desetiletích dosáhla obrovského rozvoje. Nejčastěji těžba probíhá v šelfových oblastech v hloubce od 200 do 400 metrů pod mořem. Vrtné plošiny (obr. 2.1) bývají pevně spjaty se dnem železobetonovou konstrukcí. Jednou z variant je, že se vytěžená ropa čerpá do nádrží, které jsou skryty pod vodní hladinou. Obsah podvodních tanků se v pravidelných intervalech přečerpává do tankerů nebo dalších nádrží, které jsou poblíž plošiny. V případě pevně ukotvených plošin, je maximální výška celého komplexu ode dna až po vrchol ropné plošiny do čtyř set metrů. Výhodu možnosti změny místa těžby nabízejí, oproti plošinám pevně spjatými se dnem, plošiny pohybuující se na soustavě plováků, které se na vybraném místě ukotví nebo tzv. těžební lodě. Projektování těžebních plošin je velice složité, vlivů ohrožujících bezpečnost pracovníků a provoz plošiny je několik. Havárie ropných plošin byly v minulosti způsobeny především vysokými vlnami, silným větrem. Rovněž minimální vzdálenosti jednotlivých strojních zařízení jsou rizikovým faktorem ovlivňujícím bezpečnost.



Obrázek 2.1 – Ropná těžební plošina ^[12]

Těžba mimo pevninu tvoří třicet procent celosvětové produkce ropy a padesát procent zemního plynu. Významná podmořská ložiska ropy se nacházejí v Severním moři a Mexickém zálivu. Celosvětově je vybudováno 6500 zařízení na těžbu ropy a zemního plynu mimo pevninu, z toho se nachází 4000 v Mexickém zálivu, 950 v Asii, 700 na Středním východě a 400 v Evropě ^[8].

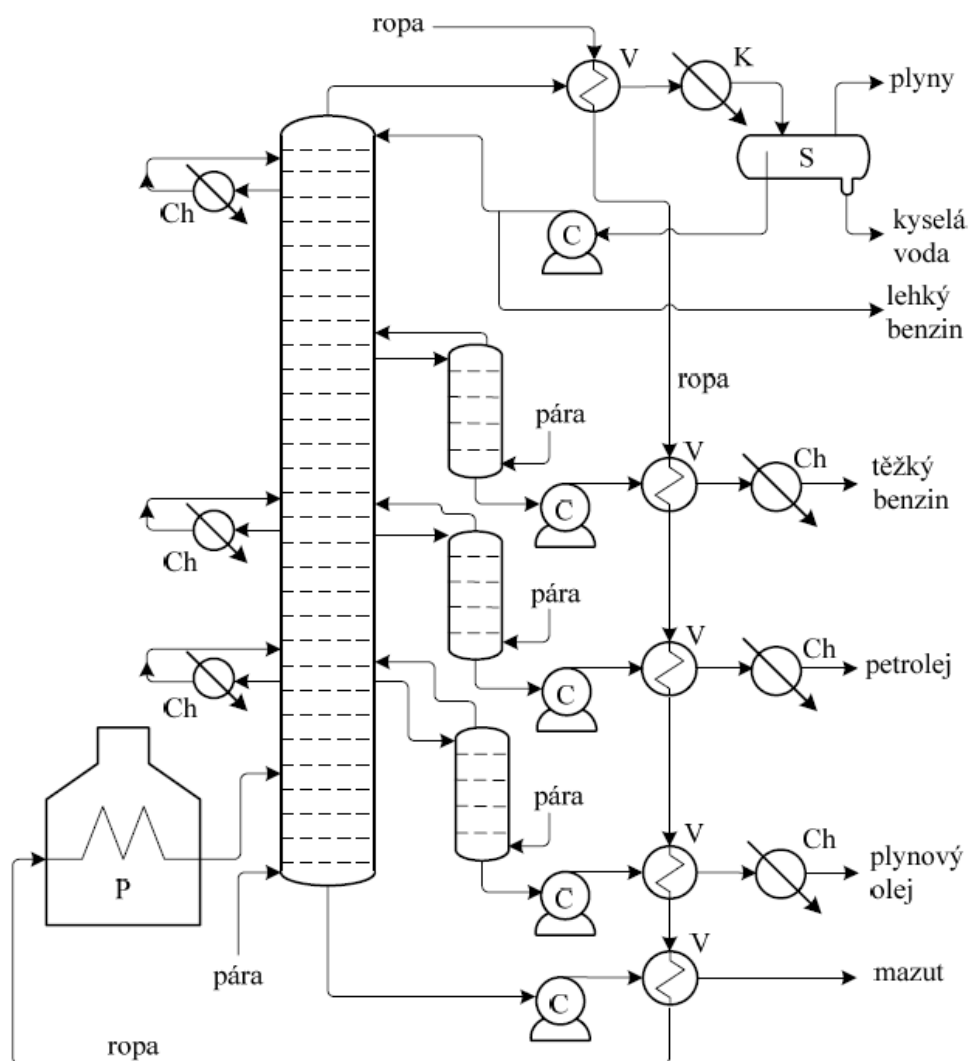
2.3 Základní zpracování ropy

Základní úprava ropy probíhá ještě na ropných polích. Odstraňují se zde prchavé podíly (plynné uhlovodíky do C_4), pevné nečistoty, voda a soli. Uvedené látky jsou nepříznivé pro dopravu potrubím do rafinerie a musí být redukovány podle příslušných předpisů na přípustné hodnoty. Soli v transportním potrubí způsobují korozi, pevné částice abrazi.

Úvodní zpracování ropy v rafinerii spočívá v jejím dalším odsolení, protože ropa dodávaná do rafinerie není zbavena podílu vody a v ní rozpuštěných anorganických solí dostatečně. Obsah solí v ropě má při procesech zpracování ropy nepříznivý vliv na životnost jednotlivých strojních zařízení (například koroze v hlavách destilačních kolon). Soli se také usazují na jednotlivých potrubních dílech a aparátech (ventily, výměníky), čímž zhoršují jejich původní pracovní vlastnosti. Dalším negativním projevem obsahu solí v ropě je urychlování deaktivace katalyzátorů, kdy toto zkrácení životnosti je způsobeno ucpáním pórů katalyzátorů solemi. Proces odsolování spočívá v ohřátí ropy (až 150°C) za vysokého tlaku a přidání de-emulgátorů, jelikož voda je v ropě obsažena ve formě emulze. Do uzavřené nádoby (desalteru) se přidává čerstvá voda pro snížení koncentrace solí. Pro rychlejší a efektivnější odsazení vody od ropy se pomocí elektrod vytváří v nádobě při odsolování elektrické pole, jedná se o tzv. elektrostatické odsolování. Separací přepadem se odděluje odpadní voda a odsolená ropa, dvoustupňovým elektrostatickým odsolováním se dosahuje účinnosti až 99% ^[1]. Odsolování je zpravidla prvním krokem při zpracovávání ropy.

Prvním technologickým procesem ve výrobním schématu každé rafinerie obvykle pak bývá atmosférická destilace ropy (obr. 2.2). Destilace je postup dělení směsí těkavých kapalin nebo kondenzovatelných par na základě rozdílné těkavosti. Založena je na skutečnosti, že ze směsi kapalin se přednostně odpařuje těkavější složka, ze směsi par přednostně kondenzuje méně těkavá složka. Opakovaným varem a kondenzací je možno získat složky ve vysoké čistotě ^[2]. Nástřikem do hlavního aparátu popisované technologie – destilační kolony je odsolená ropa, která se předehřívá v tepelných výměnících. Teplosměnnými médii v těchto výměnících jsou proudy bočních odtahů z destilační kolony. Po výměně tepla ve výměnících se surovina dohřeje z $280 - 300^{\circ}\text{C}$ na $330 - 390^{\circ}\text{C}$ v trubkové peci před vstupem do kolony. Při návrhu opakované destilace ropy – rektifikaci, se klade důraz na co největší množství tepla předaného ropě ve výměnách s médii z bočních odtahů ve výměníkové síti, optimálním návrhem lze ušetřit značné finanční prostředky na teple dodávaném do trubkové pece.

Atmosférickou destilací dochází nejčastěji k rozdělení suroviny do pěti frakcí. Těmito odtahovanými produkty destilace jsou lehký benzín, těžký benzín, petrolej, plynový olej a mazut. Lehký benzín, jakožto nejlehčí frakce, opouští destilační kolonu (pracovní tlak v koloně 0,15 MPa) hlavou kolony společně s vodní párou a plyny. Po výměně tepla s ropou dochází ke kondenzaci vodních par a par lehkého benzínu v kondenzátoru a následnému oddělení plynů, vody a lehkého benzínu v separátoru. Oddělené plyny bývají po odsíření rozděleny na topný plyn obsahující hlavně etan a metan. Zbýlý plynný podíl se využívá na výrobu LPG, skládajícího se z propanu a butanu. Lehký benzín se částečně odvádí do zásobníku, zbývající množství se vrací jako zpětný tok tzv. reflux do kolony. Lehké benzíny ($C_5 - C_7$) se využívají k dalšímu chemickému zpracování nebo se přidávají do motorových benzínů. Bod varu této frakce se pohybuje mezi 30 – 100°C.



Obrázek 2.2 – Schéma atmosférické destilace ropy^[1]
 C – čerpadlo, P – trubková pec, V – výměníky tepla, Ch – chladič, K - kondenzátor

Z bočních odtahů se z odváděné kapaliny horkou vodní párou vyhánějí těkavější podíly, které se společně s párou vrací zpět do kolony. Těžké benzíny s bodem varu do 200°C se zpracovávají katalytickým reformováním na kvalitní motorové benzíny. Pro výrobu paliv pro tryskové motory se využívá petrolej. Plynový olej je hlavní složkou pro výrobu motorové nafty. Všechny tyto frakce se po destilaci odsiřují. Destilační zbytek z atmosférické destilace - mazut, který tvoří 40-50 % podílu v ropě se využívá jako těžký topný olej, nebo se dále zpracovává v destilaci vakuové.

Možnost dalšího rozčlenění zbytků z atmosférické destilace umožňuje již zmíněná technologie destilace vakuové. Vakuová destilace probíhá za sníženého tlaku v koloně 2 – 10 kPa a při teplotách 360 – 400°C. Obdobně jako ropa, v případě destilace atmosférické, je i mazut, jakožto nástřik do procesu přehříván ve výměňkové síti. Teplosměnnými médii jsou opět produkty z destilační kolony. K dohřátí na požadovanou teplotu dochází v trubkové peci. Jednotlivé frakce z vakuové destilace se odebírají bočními odtahy, jsou to lehký vakuový plynový olej, olejové destiláty (tyto obvykle se odebírají ve dvou až třech úrovních). Vakuové destiláty se dále štěpí v jednotkách fluidního katalytického krakování nebo hydrokrakování. Vakuový zbytek se nejčastěji dělí termicky v jednotkách visbreakingu a pozdrženého koksování.

Destilační procesy se označují jako primární zpracování ropy. Jelikož jejich podstata je založena na jednoduchém fyzikálním ději, nevztahují se na destilační jednotky žádná licenční práva, na rozdíl od procesů následujících po destilacích. Pro volbu navazujících procesů je určující složení ropy, zaměření dané rafinerie a poptávka po palivových či petrochemických produktech.



Obrázek 2.3 – Destilační kolony v rafinerii Kralupy ^[2]

2.4 Rafinérský a petrochemický průmysl v České republice

Na území České republiky se nacházejí tři rafinerie, jejichž celková aktuální kapacita zpracování ropy přesahuje devět milionů tun ročně. Dva nejvýznamnější závody se nacházejí v Litvínově a Kralupech nad Vltavou s objemem zpracování 5,4 respektive 3,3 milionu tun ropy za rok. Výroba v rafinérii Litvínov – Záluží se zaměřuje na produkci automobilových benzínů, motorové nafty a LPG. Tyto hlavní části výrobního programu mimo jiné doplňují topné oleje, asfalty a elementární síra. Rafinerie disponuje dvěma jednotkami destilace ropy, čtyřmi konverzními jednotkami a celou řadou provozů na zpracování primárních destilačních produktů. Kralupská rafinerie v roce 2001 uvedla do provozu jednotku fluidního katalytického krakování. Díky jednotce MTBE je realizována výroba vysokooktanových bezolovnatých benzínů. Významným produktem kralupského závodu je letecký petrolej, jímž je zásobováno mezinárodní letiště v Praze.

Zmíněné rafinerie jsou vlastněny společností Česká rafinérská a.s., podíly v tomto strategickém podniku drží zahraniční akcionáři v zastoupení firem Unipetrol a Eni International. Většinový podíl v České rafinérské náleží společnosti Unipetrol, ta je také stoprocentním vlastníkem třetí české rafinerie – pardubického Parama, které se zaměřuje především na produkci asfaltérských výrobků, procesních a mazacích olejů s kapacitou zpracované ropy kolem jednoho milionu tun ročně.

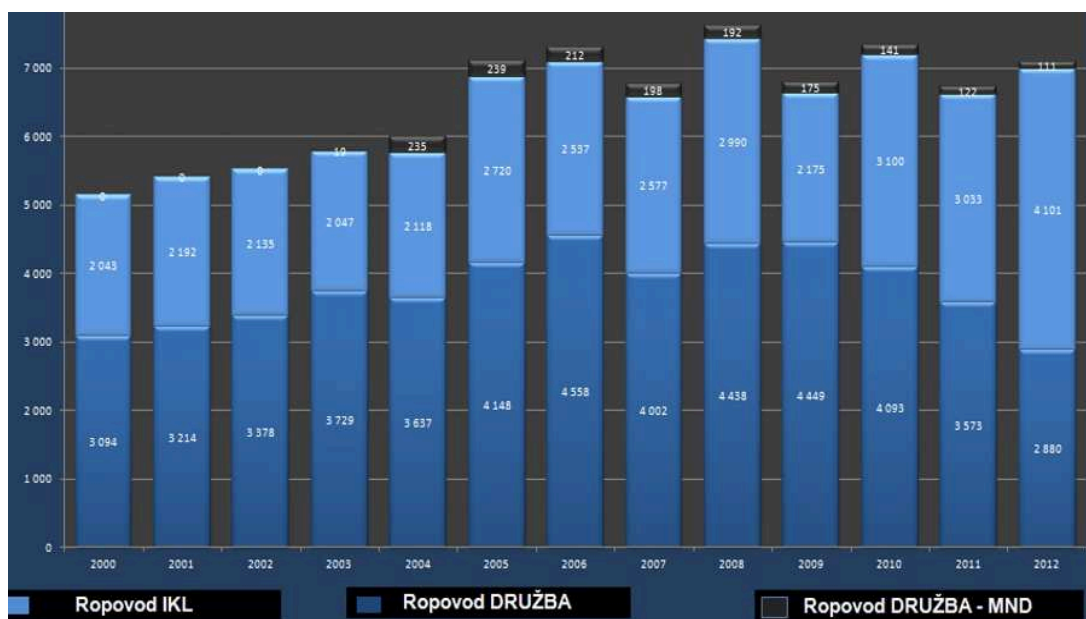


Obrázek 2.4 – Síť ropovodů v České republice ^[11]

Český rafinérský průmysl je zásobován dvěma ropovody (obr 2.3). Ropovod Družba přivádí ropu z Ruska přes Ukrajinu a Slovensko do Centrálního tankoviště ropy v Nelahozevsi. V roce 1965 byl tento ropovod prodloužen z Bratislavy do Záluží u Mostu a až do roku 1992 byl jediným zdrojem zásobování českého průmyslu ropou.

V současnosti je maximální kapacita ropovodu Družba - 9 milionů tun ropy ročně - využívána přibližně z jedné třetiny. Ropa exportovaná z Ruska má střední obsah síry, jedná se o ropu typu REB – Ruská exportní ropa. Česká část ropovodu Družba je dlouhá 357 km. Jelikož je v některých úsecích potrubní síť zdvojená, provozuje společnost MERO na území naší republiky 505 kilometrů potrubí. V roce 2003 byl připojen k trase ropovodu Družba jediný významnější český zdroj ropy, jedná se o produkci společnosti Moravské naftové doly. Napojení k ropovodu se nachází poblíž obce Klobouky u Brna, zde je ropou plněn zásobník o kapacitě 13000 m³. Objem tanku je pravidelně, přibližně ve čtrnáctidenních intervalech odeslán do rafinerie v Kralupech nad Vltavou. Z důvodu odlišného složení ropy z Ruska a ropy z Moravských naftových dolů probíhá transport odděleně. Podíl ropy z českých ropných vrtů činí přibližně 3% z celkového zpracovávaného množství ropy v ČR (graf 1).^[11]

Druhým přiváděčem ropy na území České republiky je ropovod IKL (Ingolstadt - Kralupy – Litvínov). Výstavba tohoto ropovodu proběhla v letech 1990 – 1992, důvodem realizace byla diverzifikace ropných zdrojů, ukončení jednostranné závislosti na zásobování ropou z Ruska. Zmíněný ropovod se odpojuje z ropovodu TAL, který začíná v italském Terstu a jehož prostřednictvím je ropou s nízkým obsahem síry zásobována například rafinerie v rakouském Schwechatu nebo německém Burghausenu. Maximální přepravní kapacita ropovodu IKL je 10 milionů tun ročně a stejně jako Družba je veden do Centrálního tankoviště ropy v Nelahozevsi a odtud je dále napojen na rafinerii v Kralupech nad Vltavou. Rafinerie v Kralupech tedy má přívod z obou hlavních zdrojů ropy v České republice. Délka trasy ropovodu IKL na našem území je 170 km.



Graf 2.2 – Dodávky ropy ropovody IKL a Družba do České rafinérské a.s. v letech 2000 – 2012 ^[11]

Za posledních 12 let vzrostla dodávka ropy do České republiky, přičemž maxima dosáhla v roce 2008 (graf 2.2). V posledním sledovaném roce 2012 se změnil poměr dopravovaného množství ropy, kdy poprvé bylo dodáno na území ČR více ropy prostřednictvím ropovodu IKL. Jedním z důvodů je, že pro technologie v rafinerii Kralupy je vhodnější odebírat lehčí ropu proudící z Terstu nebo ze zdrojů Moravských naftových dolů. Celková přepravní kapacita ropovodů u nás je 22 milionů tun ročně, přičemž se reálně využívá zhruba jedna třetina z této kapacity.

Jak již bylo uvedeno, ropovody Družba i IKL proudí do Centrálního tankoviště ropy v Nelahozevsi, které slouží ke skladování strategických zásob ropy i jako krátkodobý mezisklad obou ropovodů. V Centrálním tankovišti dochází rovněž k míchání ropy dle požadavků zákazníka a k následné distribuci do rafinérií. S budováním tohoto tankoviště se započalo v roce 1994, během čtyř let proběhla výstavba čtyř nádrží o objemu 50 tis. m³ a šesti nádrží s objemem 100 tis. m³. Jedním z požadavků Evropské Unie pro přijetí České republiky bylo rozšíření skladovacích kapacit zásob ropy. Toto navýšení se v Nelahozevsi realizovalo ve dvou etapách. V letech 2001 až 2004 byly vybudovány čtyři ocelové skladovací nádrže, každá objemu 125 tis. m³. V prosinci roku 2008 se v rámci realizace investičního plánu „Rozšíření Centrálního tankoviště ropy II“ zkolaudovaly a uvedly do trvalého provozu další dvě nádrže o objemu 125 tis. m³. V současnosti je tedy skladovací kapacita celého komplexu 1 555 tis. m³ ropy. Ocelové tanky jsou s plovoucí střechou a s ocelovou ochrannou jímkou (obr. 2.5), rozloha celého areálu je 59 ha^[11].



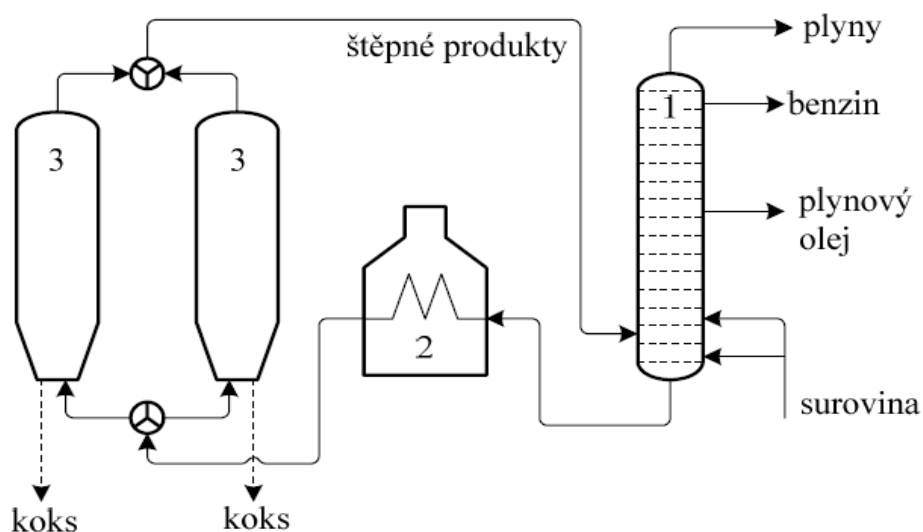
Obrázek 2.5 – Velkokapacitní tanky v Centrálním tankovišti ropy^[11]

3. Technologie navrhovaného systému

3.1 Pozdržené koksování

Jedním ze zdrojů odpadních rafinérských plynů pro navrhovaný systém je technologie pozdrženého koksování. Tento způsob zpracování zbytků, hlavně z vakuové a někdy i atmosférické destilace ropy, se řadí společně s visbreakingem a fluidním koksováním mezi procesy termického krakování. Termické štěpení surovin probíhá za teplot menších než 600°C , nad těmito teplotami hovoříme o pyrolýzním štěpení. Na rozdíl od katalytického krakování, kde společně s teplem působí i katalyzátor, při termickém štěpení se molekuly dělí pouze vlivem tepla. Právě zavedení katalytického štěpení ve třicátých letech 20. století způsobilo pokles výstavby provozů termického štěpení, jelikož nahradilo termický proces při krakování ropných destilátů, avšak pro štěpení destilačních zbytků má svůj význam dodnes.

Princip technologie pozdrženého koksování (obr. 3.1) spočívá v zavedení předeřáté suroviny do spodní části frakční kolony, teplota předeřevu zbytků atmosférické nebo vakuové destilace je 260 až 315°C . V koloně se stykem s horkými reakčními produkty surovina ještě více ohřeje a zkondenzované nejtěžší podíly jsou ze dna frakční kolony dopraveny do trubkové pece, kde dochází k zahřátí směsi na 480 až 510°C . Horká dvoufázová směs z pece (po částečném odpaření) vstupuje do koksovacích komor, plynná fáze komoru rychle opouští a vrací se zpět do frakční kolony, zde se z vyšších pater odebírají a dále zpracovávají plyny, benzín a plynový olej. Kapalný podíl se hromadí ve spodní části koksovací komory, kde při tlaku $0,2$ až $0,5\text{ MPa}$ vzniká ropný koks.



Obrázek 3.1 – Technologie pozdrženého koksování ^[1]
1 – frakční kolona, 2 – trubková pec, 3 – kokosová komora

Dle složení směsi vstupující do koksovací komory a reakčních podmínek může být vzniklý koks vhodný pro různá využití. Palivový koks je charakterizován vyšším obsahem sloučenin kovů a síry. Jeho jediným možným využitím je transformace obsažené chemické energie spálením za účelem výroby elektřiny nebo páry, přičemž je nutné ze spalin odstranit oxid siřičitý. Pokud je obsah kovů a síry v surovině pro pozdržené koksování nízký, do destilačních zbytků jsou přimíchány proudy vysoce aromatických frakcí, například oleje z fluidního katalytického štěpení, pak lze vzniklý vysoce kvalitní koks po kalcinaci a grafitizaci použít pro výrobu elektrod. Vzhledem ke svému tvaru po reakci v koksovací komoře se tento typ koksu nazývá jehličkový. Výhodou koksu produkovaného technologií pozdrženého koksování je oproti koksu z uhlí minimální obsah popela.

Důvodem zařazení dvojice koksovacích komor do systému pozdrženého koksování je fakt, že je-li ve výrobním cyklu (18 až 24 hodin) jedna z komor, ve druhé probíhá vyprazdňování a příprava na další zapojení do provozu. Obě komory se tedy v technologickém procesu střídají v pravidelných periodách. Časově a technicky nejnáročnější činností během odstávky jedné z komor je odstraňování koksu ze dna reakční nádoby. Pro tuto činnost je v praxi kalkulována doba čtyř až pěti hodin a je realizována automaticky pomocí vysokotlakého proudu vody. Tlak vody u současných zařízení je 207 až 310 přetlakových barů při průtoku 227 až 340 m³ vody za hodinu. Dalšími činnostmi během odstávky jedné z komor jsou odvodnění, odplynění, tlaková zkouška a vyhřátí komory.



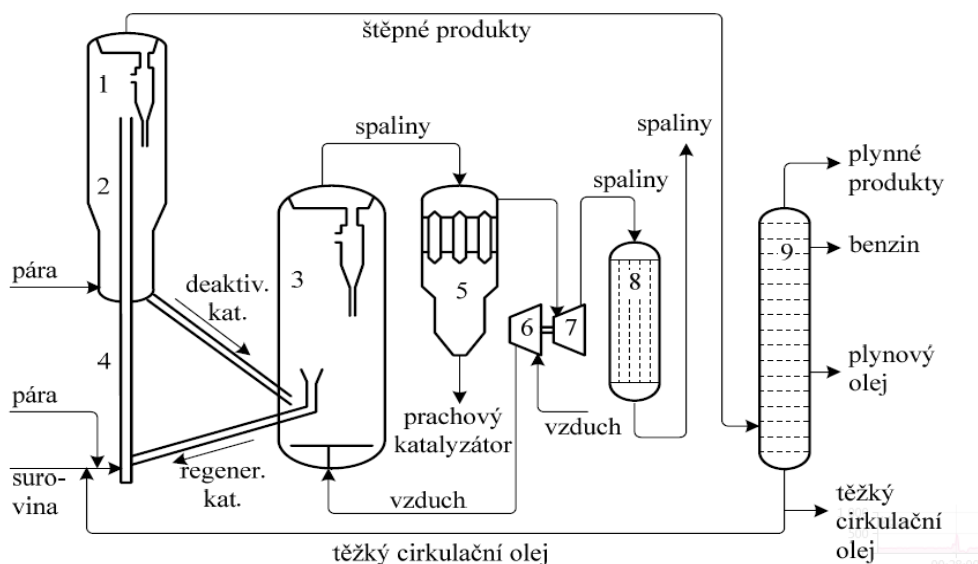
Obrázek 3.2 – Věže jednotky pozdrženého koksování ^[15]

3.2 Fluidní katalytické krakování

V důsledku hospodářského vývoje ekonomicky nejsilnějších zemí stále roste spotřeba lehčích ropných frakcí, tedy benzínu a motorové nafty (dieselu) a tím i pochopitelně spotřeba samotné ropy. Zatímco topné oleje mají v energetice konkurenci v uhlí, zemním plynu a v jaderné energii, automobilové a letecké pohonné hmoty vyrobené z ropy výraznou konkurenci nemají. Proto rafinérie tvoří zisk zejména prodejem lehkých frakcí, zatímco těžké topné oleje se prodávají za nižší cenu, než je cena ropy. Objevila se tím tedy potřeba přetvořit tyto méně žádané těžké ropné produkty na ty, jejichž poptávka stále roste. Jedním z procesů řešících tento požadavek se stalo fluidní katalytické krakování.

Fluidní katalytické krakování (FCC) je technologie štěpení suroviny vlivem vysoké teploty, avšak na rozdíl od štěpení termického, jsou podmínky krakovací reakce zásadně ovlivněny přítomností katalyzátoru. Typ - tedy složení katalyzátoru se přizpůsobuje typu suroviny použité k nástřiku do FCC jednotky. Zároveň se při volbě katalyzátoru zohledňuje vybraný výrobní režim. Provozování jednotky bývá obvykle zaměřeno na produkci některé zvolených frakcí odebíraných na konci procesu z frakční kolony. Toto přizpůsobení výrobního procesu je závislé na složení nástřiku a rovněž na poptávce po určitých produktech katalytického krakování. Výrobci katalyzátorů proto těmto výrobním specifikům přizpůsobují jednotlivé typové řady svých produktů. Nejpoužívanější katalyzátory pro FCC technologie jsou katalyzátory na bázi syntetických zeolitů. Rozměry jednotlivých částic katalyzátoru se pohybují nejčastěji od 20 do 80 mikronů, přičemž se volí pro daný provoz největší rozměr, při kterém je možné ještě dosáhnout fluidizace. Zrno katalyzátoru obsahuje přibližně 25% krystalického zeolitu, zbytek tvoří pojivo a plnidlo. Vlastnosti katalyzátoru lze vylepšit přidáním aditiv například podporujících zvýšení oktanového čísla benzínu, snížení tvorby SO_x nebo tzv. pasivátory kovů.

Vlastní proces (obr. 3.3) fluidního katalytického krakování spočívá v tom, že se přehřívá surovina, kterou je obvykle nástřik složený z vakuových destilátů, směsí s těžkým cirkulačním olejem. Tato směs doplněná párou se přivádí do tzv. stoupačkové (vzestupné) části reaktoru, což je trubka kruhového průřezu. Zde se nástřik stýká s horkým regenerovaným katalyzátorem, přičemž doba kontaktu je řádově několik sekund (5-10). Během tohoto krátkého styku katalyzátoru s procesní směsí dochází k většině krakovacích reakcí. Označení reakce jako fluidní je poněkud zavádějící, protože rychlost částic katalyzátoru proudících trubkou je vyšší než prahová rychlost úletu částic. V tělese reaktoru pak probíhají nejpomalejší štěpné reakce a především dochází k oddělení katalyzátoru od produktů krakování.



Obrázek 3.3 – Schéma technologie katalytické krakování ^[1]

1 – reaktor, 2 – striper, 3 – regenerátor, 4 – stoupačka, 5 – cyklony, 6 – komprese vzduchu, 7 – expanze spalin, 8 – kotel na výrobu páry, 9 – frakční kolona

Tomuto oddělení napomáhá pára, jejíž přívod ústí na dně reaktoru. Katalyzátor, který se neoddělí od plyných produktů vlivem gravitace v nižších částech reaktoru, se následně odloučí v cyklonech v hlavové části. Ze spodní části reaktoru se odvádí katalyzátor k obnově do regenerátoru. Zde se při teplotách 650 – 760°C (tab. 3.1) spálí koks usazený na katalyzátoru při vzniku CO a CO₂. Do regenerátoru proudí spalovací vzduch komprimovaný dmychadlem. Ze vzniklých spalin se katalyzátor odloučí v systému cyklonů a vrací se zpět do spodní části trubkové části reaktoru. Tímto se jeho koloběh uzavírá. Jelikož se účinnost katalyzátoru cirkulací postupně zmenšuje působením katalytických jedů (těžké kovy, železo, atd.) a abrazí, je zapotřebí jeho optimální množství průběžně doplňovat. Teplo spalin se po odloučení zbytku katalyzátoru využívá k výrobě páry v kotli na odpadní teplo.

Reaktor		Regenerátor	
Teplota spodní části stoupačky (°C)	550	Tep. v regenerátoru (°C)	650 -760
Teplota na výstupu ze stoupačky (°C)	510	Zdržení kat. částic (s)	30
Tlak (MPa)	0,3	Mol. poměr CO/CO ₂	0,7-1,3:1
Doba styku s katalyzátorem (s)	5-7	Obsah koksu na kat. (% hm.) vstup/výstup	0,8/0,1
Poměr katalyzátor / nástřik	6		

Tabulka 3.1 – Typické pracovní podmínky FCC jednotky ^[1]

Produkty fluidního katalytického krakování se dělí a odebírají ve frakcionační koloně. Z hlavové části kolony odchází směs plynů a lehkého benzínu. Tyto plyny jsou C_1 a C_2 uhlovodíky, které se mohou po odstranění sulfanu použít jako topný plyn nebo k výrobě vodíku. Prvním bočním odtahem se odebírá těžký benzín, který se dále odsiřuje v hydrorafinační jednotce. Benzíny jsou nejdůležitějším produktem FCC jednotky. Druhým bočním odtahem se získávají plynové oleje, které jsou velmi aromatické a používají se jako topné oleje a příměsi do motorové nafty. Nejtěžší složka frakcionace - těžký (tzv. slurry) olej se využívá jako složka do topného oleje.

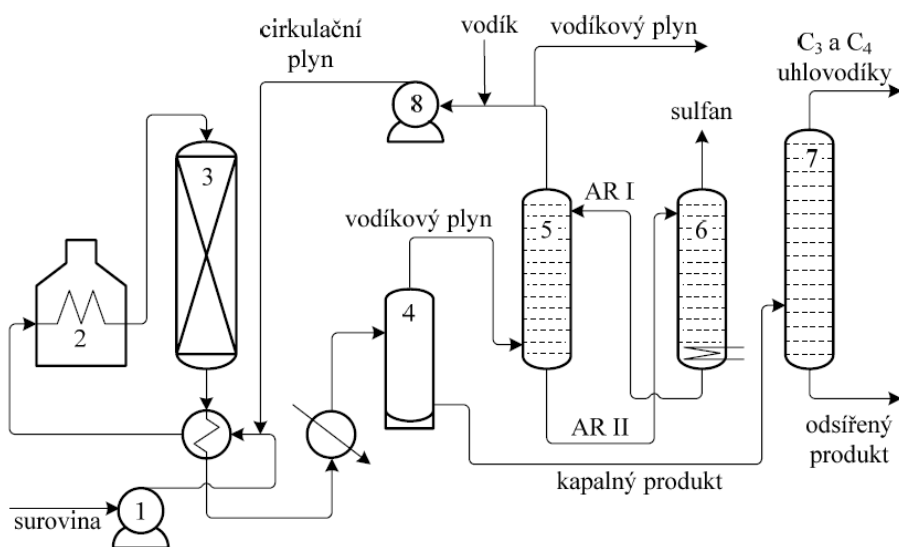
V České republice byla realizována FCC jednotka v rafinerii Kralupy nad Vltavou v roce 2001. Tato jednotka byla projektována na základě licence společnosti UOP a celková investice včetně souvisejících provozů dosáhla téměř 8 miliard korun.



Obrázek 3.4 – FCC jednotka v Kralupech nad Vltavou ^[10]

3.3 Katalytická hydrogenace benzínu

Od roku 2009 platí v České republice přísnější legislativa, která předepisuje maximální obsah síry v motorových palivech 10 mg/kg (ppm). Pro odstranění sirných sloučenin při výrobě paliv se využívá technologie katalytické hydrogenační rafinace (hydrogenace). Jelikož při zmíněné technologii vedle odstraňování síry ze sirných sloučenin dochází i k redukci dusíku ze sloučenin dusíkatých, volí se pojmenování procesu podle hlavního účelu - hydrodesulfurizace nebo hydrodenitrogenace. Klasickým příkladem zařazení procesu hydrogenace benzínu je úprava bočního odtahu z jednotky fluidního katalytického krakování, popisované v předchozí kapitole. Hydrogenace se uplatňuje pro frakce z primární destilace, termického i katalytického štěpení. Z názvu technologie je zřejmé, že proces probíhá za přítomnosti katalyzátoru. Pro popisovanou technologii se používají katalyzátory s hydrogenační a štěpnou funkcí. Zrno katalyzátoru se skládá z nosiče a na něm nanesených sulfidů. Hydrogenační aktivitu zajišťují sulfidy wolframu, kobaltu, molybdenu a niklu. Proces štěpení podporuje nosič, který je nejčastěji z aluminu. Surovina se před vstupem do trubkové pece mísí s vodíkem, v peci se zahřeje na reakční teplotu a vede se do reaktoru, ve kterém probíhají hydrorafinační reakce (obr. 3.5). V separátoru se následně oddělí vodíkový plyn a reakční produkty. Kapalný produkt se vede do frakční kolony, kde se zbaví C_3 a C_4 uhlovodíků a zbytků sulfanu (sirné sloučeniny). Z vodíkového plynu se vypere sulfan v absorbéru. Část vodíkového plynu odchází z procesu, zbylý - tak zvaný cirkulační plyn, se doplňuje čerstvým vodíkem.

Chemická reakce při desulfurizaci sulfidů: $R^1SR^2 + 2H_2 \rightarrow R^1H + R^2H + H_2S$ (3.3-1)

Obrázek 3.5 – Hydrogenační rafinace benzínu ^[1]

1 – nástříkové čerpadlo, 2 – trubková pec, 3 – hydrorafinační reaktor, 4 – separátor vodíku, 5 – absorpér, 6 – regenerátor, 7 – frakční kolony, 8 – vodíkový kompresor, AR I – absorpční roztok, AR II – absorpční roztok se sulfanem

4.Flérový systém

V naprosté většině rafinérských a petrochemických závodů je jako důležitý bezpečnostní prvek pro nouzová uvolnění procesních medií využíván systém spalování uvolněných plynů ve flérových (polních) hořácích. Jak již bylo zmíněno v úvodu, jedná se o plyny, které není možné pro jejich hořlavost či výbušnost uvolnit do atmosféry, ale lze je v atmosféře bezpečně spálit. V praxi je možné dimenzovat společný flérový systém pro více provozů výrobního komplexu nebo lze navrhnout vlastní pro každou technologickou jednotku zvlášť. Nejčastěji se však navrhují dva samostatné systémy s ohledem na složení uvolňovaných plynů. Jeden pro běžné rafinérské plyny a druhý pro plyny a média s vysokým obsahem síry. Pro běžné rafinérské plyny s nízkým nebo nulovým obsahem síry lze jako konstrukčních materiálů použít běžné uhlíkaté oceli, takže zhotovení potrubních tras a aparátů větších průměrů není tak investičně nákladné. Oproti tomu pro sirnatá media je třeba zvolit ušlechtilé oceli, tedy tak zvané "legované", jejichž cena je výrazně vyšší a zařízení je tedy nákladnější.

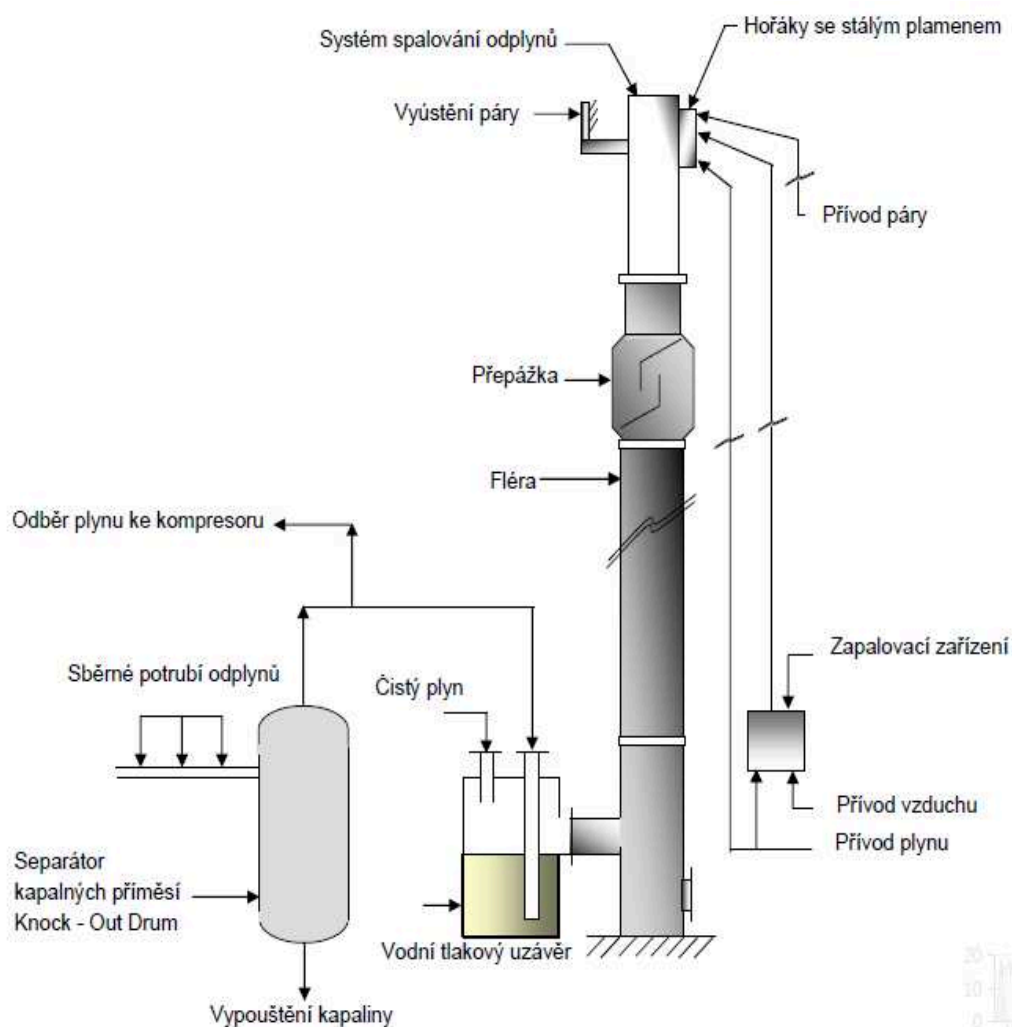


Obrázek 4.1 – Zahoření fléry při odtlakování provozu ^[17]

Při návrhu celého systému polních havarijních hořáků je nutné počítat s maximálním množstvím uvolněných odplynů z provozů před tímto systémem (obr. 4.1), objem těchto látek se určuje pomocí speciálních bezpečnostních studií. Rovněž je zapotřebí počítat s využitím flérových sběrných potrubí během najíždění nebo odstavování technologické jednotky pro odvod "nestandardních" produktů". Jelikož popisovaný systém je posledním v celé řadě bezpečnostních opatření, je nutné vyloučit možnost lidského selhání, proto musí být flérové hospodářství co nejjednodušší a bez uzavíracích armatur. Za normálního provozu existuje v rámci sběrného potrubí vedoucího k polnímu hořáku určité stálé množství proudících plynů. Ty je možné bezúčelně spálit anebo lze tyto odpadní plyny ekonomičtěji dále využít. Z kvantitativního hlediska se jedná o zlomek množství uvolněných plynů při kritickém scénáři otevření pojišťovacích ventilů, nicméně měření v mnoha průmyslových podnicích dokazují, že nejsou tato množství zanedbatelná a existuje potenciál jejich dalšího využití, například v systému topných plynů. Obecně se jedná až o stovky kilogramů plynu za hodinu. V případě řešených jednotek této diplomové práce jde v součtu odplynů z pozdrženého koksování, hydrogenace benzínu a fluidní katalytického krakování o 1155 kilogramů za hodinu během normálního provozu. Při uvažovaném řešení využití odpadních plynů neproudí za ideálního stavu do flérového hořáku žádný plyn, jelikož je všechn nasáván kompresorem a dopravován do systému topného plynu.

V trase flérového potrubí, od počátku až do hořákové špičky je z bezpečnostních důvodů nutné zachovat stálé proudění ve všech částech. Důvodem je zejména riziko průniku kyslíku z okolního vzduchu do uhlovodíkových směsí a tím nebezpečí nekontrolovaného hoření či výbuchu plynů. Toho se často dosahuje stálým "proplachováním" potrubních tras dusíkem nebo zemním plynem. Plamen na fléře tak z bezpečnostních důvodů musí hořet neustále, což je zajištěno plamenem pilotních hořáků spalujících zemní plyn. Stálý plamen na flérovém hořáku je jednou ze základních podmínek bezpečného provozu. Vznícení a trvalé hoření pilotních hořáků bývá plně automatické a stálý plamen je kontrolován teploměry, ultrafialovými nebo infračervenými senzory. Jak tedy vyplývá z uvedeného, teprve množství plynu, které není kompresor schopen odsát, například při bezpečnostním odtlakování některého zařízení z provozu, proudí ke spálení na bezpečnostním hořáku, kde iniciují proces vzplanutí uvolněných plynů právě pilotní hořáky.

Typický flérový systém (obr. 4.2) se skládá ze sběrného potrubí odplynů, které je zavedeno do separátoru kapalných příměsí. Zde se oddělí plynná a kapalná fáze.



Obrázek 4.2 – Schéma flérového systému ^[16]

Důležitým, konstrukčně značně složitým opatřením je vyspádování sběrných potrubí směrem k separátoru, jelikož médium do něj proudící je často dvoufázového složení plyn – kapalina, navíc se uvažuje možná kondenzace plyných podílů v potrubí. Z těchto důvodů se vstupy do flérového systému nacházejí vždy v nejvyšších místech procesní jednotky, tak aby mohl být dodržen požadovaný spád potrubí. Oddělené kapalné podíly jsou ze separátoru odčerpávány a dle možností daného provozu dále využity, často jejich navrácením do vhodných proudů zpracování suroviny. Z toho důvodu je výhodné podíly kapaliny oddělit, tedy i například uhlovodíky a vodu. Dle poměru lehčí a těžší frakce se volí konstrukce separátoru s integrovanou nádrží pro těžší podíl nebo s přepadem, kde se na základě odlišné hustoty odloučí lehčí podíl. Konstrukční řešení separátoru může být horizontální nebo vertikální.

Plynný podíl ze separátoru dále pokračuje do vodního tlakového uzávěru. Toto zařízení zabraňuje nežádoucímu vrácení plynu (či vzduchu) zpět do systému. Podmínkou je zachování přetlaku v potrubí, toku média směrem k flérovému hořáku. Vyústění sběrného potrubí je ve vodním tlakovém uzávěru zavedeno pod vodní hladinu. Hladina ve vodním tlakovém uzávěru je konstrukčně nebo instrumentačně kontrolována, hodnoty mimo požadované úrovně jsou vzhledem k důležitosti tohoto aparátu bezprostředně hlášeny alarmem na velín. Po průchodu vodním tlakovým uzávěrem pokračuje plyn na fléru, jejíž konstrukce bývá z bezpečnostních důvodů vyvýšená (i více než 100 m). Spalování odplynů probíhá v takové výšce, aby proces vlastního hoření a vzniklé spaliny neohrožovaly okolní provoz a personál podniku přehřátím či dokonce vzplanutím. Součástí konstrukce fléry je i zařízení zabraňující zpětnému nasátí plynu do systému, ten může mít tendenci k vrácení například kvůli poryvům větru na vrcholu flérového zařízení.



Obrázek 4.3 – Flérový hořák s parními tryskami ^[17]

Soustava přepážek pro zaručení jednoho směru proudění plynu bývá umístěna pod flérovými hořáky (tzv. flame arrestor). Vlastní hořáky pro odplyny musí zajišťovat stabilní hoření, bezprostřední vznícení. Moderní flérové hořáky zvládají udržet stabilitu hoření v rozmezí rychlostí plynu 0,3 až 180 metrů za sekundu. Průměr potrubí havarijních polních hořáků se navrhuje na maximální rychlost plynu odpovídající jedné polovině rychlosti zvuku pro dané médium v potrubí. Pro hoření s menším množstvím dýmu se při vzplanutí bezpečnostní pochodně přivádí k hořákům tryskami pára (obr. 4.3). Hlavní nevýhodou tohoto opatření je nárůst hluku během procesu hoření. Při vhodném nastavení celého flérového systému lze dosáhnout účinnosti spalování 98%. Naopak nežádoucími produkty spalování na polních bezpečnostních hořácích při špatné konfiguraci jsou hluk, dým, teplotní radiace, oxidy síry, oxidy dusíku, oxid uhelnatý.

5. Systému sběru a využití odpadního plynu

5.1 Popis systému

Ze zadání, které vychází z reálných provozů, jsou známá množství i složení (tab. 5.1) odplynů za normálního provozu. Zařazením kompresoru do systému jsou tyto plyny (poté co se v separátoru zbaví kapalných příměsí) stlačovány do palivového systému topného plynu. Moderní regulace a typy kompresorů umožňují přizpůsobení výkonu stroje při proměnlivých průtocích a tlacích v systému. Pokud by došlo ke snížení průtoku, tlaku v sání kompresoru na hodnotu, při níž by kompresor nebyl schopen zkomprimovat plyn na tlak v topném systému (tlak 6 barg), bylo by využito potrubí pro minimální průtok, ve kterém by plyn cirkuloval. Toto opatření zabraňuje zastavení chodu kompresoru, což vždy znamená komplikace pro provoz. Protože by při kompresi cirkulujícího plynu docházelo k nárůstu teploty, je proto systém pro minimální průtok vybaven dochlazovačem cirkulujícího plynu. Jako chladicí médium je v tomto výměníku voda. Ze simulace procesu (příloha diplomové práce A) je rovněž zřejmé množství a složení kapalného, zkondenzovaného podílu v separátoru: Jedná se o vodu, která je odseparována jako těžší kapalný podíl. Lehčí kapalný, uhlovodíkový podíl se v separátoru shromažďuje pouze při havarijní situaci, po oddělení vody je následně čerpadlem dopravován k dalšímu využití v rafinerii.

Z konstrukčního hlediska je však podstatný havarijní stav, při němž dojde k maximálnímu možnému uvolnění plynných i kapalných podílů otevřením pojišťovacích ventilů nebo odtlakováním zařízení. Kapacita přívodního potrubí, hrdel, zádržné objemy a rozměrové parametry separátoru jsou dimenzovány pro havarijní stav jednotky pozdrženého koksování a pro normální režim zbývajících jednotek. Z tabulky 5.2 je patrné, že maximální uvolnění při havarijní (nejhorší uvažované) situaci je právě z provozu koksování, při čemž se předpokládá, že k havarijnímu stavu nedojde ve dvou provozech současně. K určení maximálního množství a posouzení souběhu havarijních událostí v paralelních provozech určují specializované bezpečnostní studie. Posuzuje se například, jestli procesní aparáty ve všech jednotkách mají společný zdroj elektrické energie, kolik ze zařízení má k dispozici bezprostředně zdroj náhradní. Kombinací bezpečnostních rizik je velké množství, jejich eventuálními dopady a následnými opatřeními se zabývají například HAZOP studie (Hazard and operability study).

Z hlediska návrhu flérového systému je nutné nepřekročit maximální rychlost v potrubí, dle různých norem se tato hodnota pohybuje od 0,5 do 0,8 rychlosti zvuku pro dané médium.

Pojišťovací ventily v jednotkách před flérovým systémem musí být nastaveny tak, aby se nepřekročil návrhový tlak v systému např. 3,5 barg. Uvolnění z procesů však musí mít dostatečný tlak, aby média překonala tlakové ztráty od uvolnění až po hořák na fléře. Trvalý přetlak se udržuje pomocnými médii, jsou jimi například zemní plyn či dusík. Zpětnému nasání vzduchu do systému zabraňuje vodní tlakový uzávěr.

5.2 Pracovní podmínky systému

5.2.1 Množství odplynů za normálního provozu

SLOŽENÍ ODPLYNŮ [% HM.]	POZDRŽENÉ KOKSOVÁNÍ	FCC	HYDROGENACE	CELKEM
H ₂ S- SIROVODÍK	0,3	0,01	3,4	0,7
H ₂ - VODÍK	1,2	0,03	22,0	4,4
C1 – METAN CH ₄	28,7	0,7	6,4	16,1
C2 - ETAN C ₂ H ₆	21,9	0,6	9,5	13,2
C2 = ETEN C ₂ H ₄	2,4	0,6	0,3	1,4
C3 - PROPAN C ₃ H ₈	7,0	2,4	25,4	8,9
C3 = PROPEN C ₃ H ₆	9,4	45,5	0,5	19,9
nC4 - n BUTAN C ₄ H ₁₀	4,8	1,4	6,2	4,2
iC4 - i BUTAN C ₄ H ₁₀	2,1	4,8	3,7	3,9
1C4 BUTEN C ₄ H ₈	1,4	1,6	3,9	2,1
1.3-C4 1.3 BUTADIENE C ₃ H ₆	0,03	0,01	0	0,019
CIS -2 - C4 CIS-2-BUTEN C ₄ H ₈	0,3	0,9	0,1	0,5
TR -2 - C4 TR-2-BUTEN C ₄ H ₈	0,4	0,01	0	0,21
nC5 - n PENTAN C ₅ H ₁₂	1,4	0,2	0,8	0,97
iC5 -iPENTAN C ₅ H ₁₂	2,0	2,4	2,7	2,8
C6 HEXAN - C ₆ H ₁₄	8,5	1,9	0,1	5,7
CO ₂ - OXID UHLIČITÝ	0,6	0,4	0,7	0,57
CO - OXID UHELNATÝ	0,01	0,1	0,2	0,06
N ₂ - DUSÍK	5,5	32,6	12,0	12,1
H ₂ O – VODA (SAT.)	2,0	3,5	2,1	1,8
PRŮTOK [m ³ /h] – stř. hodnota	548	193	577	1 318
PRŮTOK [kg/h] - stř. hodnota	600	355	200	1 155
HUSTOTA [kg/m ³]	1,1	1,83	0,35	0,88
TEPLOTA	OKOLÍ	OKOLÍ	OKOLÍ	OKOLÍ

Tabulka 5.1 – Složení a množství proudů odplynů za normálního provozu

Ve složení odplynů jsou cennými složkami do palivového systému vysoce výhřevný vodík (výhřevnost 119,5 MJ/kg), metan (50 MJ/kg), etan (47,8 MJ/kg), propan (46,3 MJ/kg) a butan (45,7 MJ/kg).

Při větším, ekonomicky výhodném množství odplynů by vedle využití v topném systému byla možná separace jednotlivých podílů a výroba například čistého vodíku či LPG. Nežádoucí složkou v odpadních plynech je sirovodík odcházející z jednotky hydrogenace benzínu, avšak celkové hmotnostní množství v součtu proudů ze všech tří technologických jednotek 0,7 % nepředstavuje výrazné znehodnocení odplynů pro jejich využití v topném systému. Uvedený hmotnostní podíl sirovodíků se navíc redukuje „naředěním“ po přidání do proudů topného plynu. Méně hodnotnými prvky ve složení jsou nenasycené uhlovodíky eten, propen, buten. V případě těchto nenasycených uhlovodíků je zapotřebí zajistit, aby nedocházelo k jejich neřízené polymeraci a vzniku polyetylenu, polypropylenu. K těmto reakcím dochází při vysokých tlacích nebo při přítomnosti některých katalyzátorů obsahujících trialkylhlinitý a chloridy titanu. Kvůli tvorbě oxidů dusíků je nežádoucí přítomnost dusíku ve složení odpadního plynu.

5.2.2 Návrhové množství odplynů při havarijním stavu

Pro konstrukční návrh celého flérového systému jsou rozhodující hodnoty uvolněné při havarijních situacích. Vzhledem k jejich vzájemné nezávislosti je systém navržen na největší uvolněné množství a to by při případné havarijní události bylo uvolněno z jednotky pozdrženého koksování (tab. 5.2).

POZDRŽENÉ KOKSOVÁNÍ	HMOTNOSTNÍ PRŮTOK [kg/h]	HUSTOTA [kg/m ³]	OBJEMOVÝ PRŮTOK [m ³ /h]
Těžký kapalný podíl	110	992,7	0,11
Lehký kapalný podíl	2 089	701,25	2,98
Plynná fáze	25 063	2,06	12 166,5
Celkem	27 262	2,24	12 169,6
HYDROGENACE			
Těžký kapalný podíl	63	991	0,06
Lehký kapalný podíl	599	700	0,86
Plynná fáze	12 312	2,11	5 835,07
Celkem	12 974	2,22	5 835,99
FCC			
Těžký kapalný podíl	88	993,25	0,09
Lehký kapalný podíl	405	699	0,58
Plynná fáze	15 603	2,02	7 724,26
Celkem	16 096	2,08	7 724,93

Tabulka 5.2 – Hodnoty proudů z jednotek při maximálním uvolnění

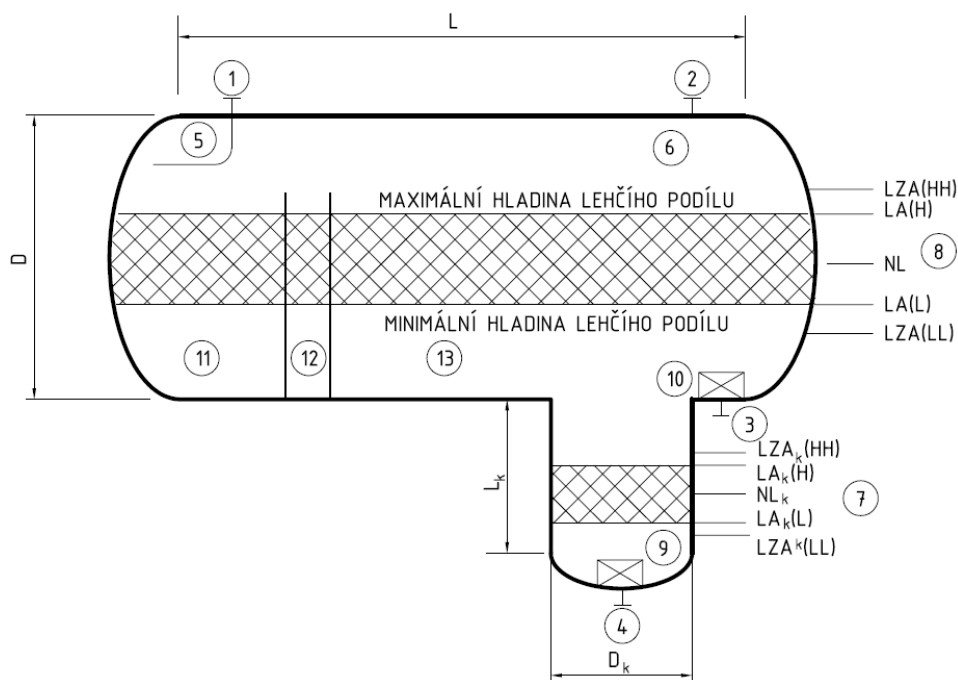
6. Konstrukční návrh třífázového separátoru

6.1 Volba typu separátoru

Prvním krokem při volbě typu separátoru je volba mezi horizontálním či vertikálním provedením nádrže. Pokud je jde o větší objem zadržované kapaliny a vstupuje-li do separátoru velké množství plynu k odstranění kapalných podílů, je ekonomicky výhodnější použití horizontální nádrže. Důležitou předností horizontálního provedení je nižší tlaková ztráta. Vertikální provedení se obvykle volí tehdy, jestliže existuje prostorové omezení pro začlenění horizontálního separátoru a zpracovávají-li se menší průtokové a zádržné objemy.

Dle vlastností vstupního média a požadované účinnosti separace je možné instalovat široké spektrum vnitřních vestaveb separátoru. Tyto součásti se mohou umístit na vstup či výstup separátoru (lopatkové rozvaděče proudu, zahnuté a seříznuté trubky pro usměrnění vstupního proudu, či lapače kapek - demistry na výstupu), ale i do tělesa nádoby. Pro zlepšení separačního účinku se jako vnitřní vestavba používají lamelové, cyklonové nebo multicyklonové svazky.

Pro separaci plynu a podílů těžší a lehčí kapaliny se používají separátory s kalníkem (obr. 5.1) nebo s vnitřními přepady. O volbě některého z těchto provedení rozhoduje množstevní poměr mezi kapalinami. Je – li podíl těžší kapaliny menší než 20 % volí se třífázový separátor s kalníkem, pokud je objem těžší kapaliny větší, než uvedená hodnota realizuje se provedení s přepady.



Obrázek 6.1 – Schéma třífázového separátoru

1 – vstupní hrdlo, 2 – výstupní hrdlo plynu, 3 – výstupní hrdlo lehčího kapalného podílu, 4 – výstupní hrdlo těžšího kapalného podílu, 5 – seříznutá trubka na vstupu, 6 – lapač kapek (demister), 7 – úroveň pro regulaci hladin v kalníku, 8 – úroveň pro regulaci hladin v separátoru, 9, 10 – rozrážeče víru výstupních hrdel kapaliny, 11 – prostor pro uklidnění proudů, 12 – uklidňovací přepážky, 13 – prostor pro oddělení kapalných fází

6.2 Návrh jednotlivých regulačních úrovní

Nastavení regulační hladiny v separátoru má zásadní vliv na vlastní proces separace kapalných a plyných podílů a bezpečnostní funkci zádrže objemů uvolněných při havarijních situacích. Provozní hladina NL (obr. 5.1) je přibližně ve středu provozního objemu kapaliny a její úroveň může být nastavena a regulována dle provozních požadavků obsluhy. Zvýšení či snížení hladiny v tomto rozsahu je ovlivňováno regulačním systémem, obvykle výkonem odtahového čerpadla či změnou průtoku prostřednictvím regulačního ventilu.

Alarmované hladiny LA(H) a LA(L) jsou stanoveny jako mez bezpečných provozních hladin a v tomto rozsahu se může provozní hladina pohybovat bez dalších zásahů. Dosažení těchto limitů je však signalizováno alarmem obsluhy pro přijetí mimořádných opatření k zajištění bezpečného provozu. V případě separátoru flérového systému je mezi těmito hladinami nutné udržovat rezervu pro kapalný objem uvolněný při havarijní situaci. V řešeném konstrukčním návrhu je vzdálenost mezi těmito hladinami zvolena na úrovni 0,35 m, přičemž se při vypočítané minimální délce separátoru kontroluje, zda objem mezi hladinami LA(H) a LA(L) je větší, než objem kapaliny uvolněný při mimořádném stavu. Jelikož flérový systém plní bezpečnostní funkci, je žádoucí určitá předimenzovanost zádržných objemů lehčího i těžšího podílu kapaliny.

Bezpečnostní, blokovací hladiny LZA(HH) či LZA(LL) jsou nejzazším rozmezím provozních hladin. Jejich překročení by vyvolalo nebezpečnou situaci pro vlastní či navazující zařízení a tím i pro obsluhu zařízení. Dosažení těchto hladin znamená automatické spuštění takových regulačních okruhů, které zabezpečí minimální škody či nebezpečí. Tyto systémy jsou obvykle nezávislé na činnosti obsluhy a bývají navrhovány jako samostatné regulační okruhy včetně osazení samostatnými nezávislými přístroji. Tyto úrovně hladin jsou tedy pak v třífázovém separátoru navrženy jak pro lehčí podíl (ve vlastním tělese separátoru), tak i pro těžší podíl (v kalníku separátoru). Ve zvoleném případě je lehčí kapalný podíl odčerpáván čerpadlem, proto jeho minimální hladina LZA(LL), musí být nad úrovní výšky rozrážeče vírů, aby nedošlo k nasání vzduchu a poškození čerpadla při odčerpávání. V řešeném návrhu je tato minimální výška hladiny zvolena 0,25 m. Překročení bezpečnostní hladiny LZA(HH) znamená nežádoucí zmenšení parního prostoru pro odloučení kapalného podílu, z toho vyplývající ovlivněný proces separace a následné zvýšení kapalného podílu ve flérovém systému. Vzdálenost mezi blokovacími a alarmovanými hladinami se volí s ohledem na dobu potřebnou intervenci operátora. V řešeném návrhu je tato vzdálenost navržena na hodnotu 0,1 m. Řešení úrovní hladin v kalníku je pak voleno na základě obdobných požadavků na regulační rozsahy a bezpečnost provozu. V navrhovaném případě se uvažuje o odpouštění těžšího podílů automaticky nebo prostřednictvím obsluhy s ohledem na nízký podíl vody ve vstupních proudech.

6.3 Výpočet vstupních a výstupních hrdel separátoru

Ve sběrném flérovém potrubí je jako návrhová (maximální) rychlost v praxi uvažován 0.8 násobek hodnoty rychlosti zvuku pro daný plyn (kapalný podíl se při návrhu zanedbává). Z této hodnoty je možné vypočítat minimální průměr potrubí, kterým by dané množství proudilo a nedošlo by k destrukci potrubí vlivem vibrací. Pro zamezení mechanického opotřebení při vstupu do separátoru se však v praxi uvažuje hodnota rychlosti výrazně menší, zpravidla do 70 metrů za sekundu. V návrhu vstupního hrdla separátoru je jako požadovaná rychlost při největším uvolnění médií (havarijní stav na jednotce pozdrženého koksování a normální provoz na dvou zbývajících) zvolena - $25 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ a na dodržení této rychlosti je dimenzován průměr vstupního hrdla separátoru. Nižší rychlost na vstupu do flérového separátoru je výhodná i proto, že při nižších rychlostech a tedy menším momentovém namáhání není nutné instalovat lopatkový rozdělovač proudů (schoepentoeter), který zvyšuje tlakovou ztrátu v systému. V řešeném separátoru je ve vstupním hrdle instalována zahnutá, seříznutá trubka pro usměrnění vstupního proudu. Při nízkém momentovém namáhání je možné uvažovat stejný průměr vstupního potrubí a hrdla.

Výpočet rychlosti zvuku pro médium ve sběrném (headrovém) potrubí

$$v_z = \sqrt{\frac{K \cdot R \cdot T}{M}} \quad (6.01)$$

$$v_z = \sqrt{\frac{1,22 \cdot 8\,314 \cdot 353,15}{7,5}}$$

$$v_z = \underline{687,4} \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$$

- Podmínka nepřekročení 0.8 násobku rychlosti zvuku ($550 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$) splněna. Jako hodnota střední molové hmotnosti zvolena nejmenší ze tří provozů, při této molové hmotnosti by bylo dosaženo největší rychlosti.

Výpočet minimálního průměru vstupního hrdla do separátoru ze zvolené rychlosti

$$D_{\min, \text{vst}} \geq \sqrt{\frac{4 \cdot (\dot{V}_{\text{PK, max hav}} + \dot{V}_{\text{FCC nor}} + \dot{V}_{\text{HYD nor}}) \cdot k}{\pi \cdot 3\,600 \cdot v}} \quad (6.02)$$

$$D_{\min, \text{vst}} \geq \sqrt{\frac{4 \cdot (12169,6 + 193 + 577) \cdot 1,1}{\pi \cdot 3\,600 \cdot 25}}$$

$$D_{\min, \text{vst}} \geq \underline{0,449} \text{ m}$$

Dle ČSN 42 5715 zvoleno potrubí DN 500, vnitřní průměr $D_v = 0,480 \text{ m}$

Výpočet skutečné rychlosti na vstupu do separátoru

$$v_{sk, vst} = \frac{(\dot{V}_{PK, max \text{ hav}} + \dot{V}_{FCC, nor \text{ pl}} + \dot{V}_{HYD, nor \text{ pl}}) \cdot k}{\frac{\pi \cdot D_v^2 \cdot 3600}{4}} \quad (6.03)$$

$$v_{sk, vst} = \frac{(12\,169,6 + 193 + 577) \cdot 1,1}{\frac{\pi \cdot 0,480^2 \cdot 3600}{4}}$$

$$v_{sk, vst} = \underline{\underline{21,9 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}}}$$

Výpočet minimálního průměru hrdla na výstupu ze separátoru

$$D_{min, výs} \geq \sqrt{\frac{4 \cdot (\dot{V}_{PK, max \text{ hav}} + \dot{V}_{FCC, nor \text{ pl}} + \dot{V}_{HYD, nor \text{ pl}}) \cdot k}{\pi \cdot 3600 \cdot v_{sk, vst}}} \quad (6.04)$$

$$D_{min, výs} \geq \sqrt{\frac{4 \cdot (12\,166,5 + 193 + 577) \cdot 1,1}{\pi \cdot 3600 \cdot 29,1}}$$

$$D_{min, výs} \geq \underline{\underline{0,479 \text{ m}}}$$

- Dle ČSN 42 5715 zvoleno hrdlo DN 500, vnitřní průměr $D_v = 0,480 \text{ m}$. Předpokládána 100% účinnost v odloučení kapalného podílu. Na výstupu ze separátoru pouze plynná fáze. V objemovém množství proudu plyn-kapalina na vstupu a proudu plynu na výstupu do separátoru je rozdíl pouze $3 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, přestože hmotnostní průtok kapaliny, která se zadrží v separátoru během havarijního uvolnění v jednotce pozdrženého koksování je $2\,190 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$. Proto stejná velikost DN 500 při dodržení stejné maximální vstupní a výstupní rychlosti ze separátoru.
- Při volbě maximální rychlosti v systému a z toho vyplývajícího průměru potrubí a vstupních hrdel je třeba zohlednit i ekonomický faktor, neúčelově navržené velké průměry potrubí celý systém výrazně prodražují.

Kontrola momentového namáhání hrdla na vstupu do separátoru

$$M_o = \rho_{plp+kap} \cdot v_{sk, vst}^2 \quad (6.05)$$

$$M_o = 2,08 \cdot 21,9^2$$

$$M_o = \underline{\underline{997,6 \text{ Pa}}}$$

- Vzhledem k vypočítanému momentovému namáhání není nutné instalovat lopatkový rozvaděč proudů, který zvyšuje tlakovou ztrátu

Výpočet průměru výstupního hrdla těžšího kapalného podílu

$$D_{tkp} \geq \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{Q}_{tkp} \cdot k}{\pi \cdot 3600 \cdot v_{výt}}} \quad (6.06)$$

$$D_{tkp} \geq \sqrt{\frac{4 \cdot 0,11 \cdot 1,1}{\pi \cdot 3600 \cdot 1,0}}$$

$$D_{tkp} \geq 0,007 \text{ m}$$

$$D_{tkp} = \underline{0,0545} \text{ m (zvoleno, menší hrdla než DN50 se nepoužívají)}$$

Výpočet průměru výstupního hrdla lehčího kapalného podílu

$$D_{lkp} \geq \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{Q}_{lkp} \cdot k}{\pi \cdot 3600 \cdot v_{výt}}} \quad (6.07)$$

$$D_{lkp} \geq \sqrt{\frac{4 \cdot 2,98 \cdot 1,1}{\pi \cdot 3600 \cdot 1,0}}$$

$$D_{lkp} \geq 0,034 \text{ m}$$

$$D_{lkp} = \underline{0,0545} \text{ m (zvoleno)}$$

- V praxi se uvažuje maximální výtoková rychlost kapaliny s ohledem na bezproblémový chod čerpadla $1,0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$. Nejmenší průměr výtokového potrubí se z důvodu rizika zanešení volí minimálně DN 50 → Dle ČSN 42 5715 zvoleno potrubí DN 50, vnitřní průměr $D_v = 0,0545 \text{ m}$.
- Z důvodů vytváření víru v kapalině musí být pro obě výstupní hrdla instalovány rozrážeče vírů (vortex breaker). Vznik vírů negativně ovlivňuje separační proces kapalin.



Obrázek 6.2 – Rozrážeč vírů ^[18]

6.4 Výpočet zádržných objemů pro kapalně fáze

Zádržným objemem v separátoru se rozumí množství kapaliny při náhlém uvolnění, které musí separátor bezpečně zadržet po určitou dobu, mezi hladinami LA(H) a LA(L) při mimořádném otevření pojišťovacích ventilů a následném odtlakování některého zařízení nebo tlakového okruhu v provozech před separátorem. Tento maximální objem je ze zadání největší u jednotky pozdrženého koksování – $0,11 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ těžšího kapalného podílu a $2,98 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ lehčího, uhlovodíkového podílu (tab. 5.2). Ze simulace normálního provozu (Příloha diplomové práce A) vyplývá, že v případě jednotky hydrogenace se žádný kapalný podíl v separátoru neoddělí. U jednotky fluidního katalytického krakování se za normálního provozu dle simulace zůstává v separátoru vzhledem ke zkondenzování $0,0023 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ kapaliny - dle hustoty se jedná o vodu - těžší kapalný podíl. Tato hodnota je přičtena k množství z jednotky koksování.

Výpočet minimálního zádržného objemu separátoru pro lehčí kapalný podíl

$$V_{\text{zd,lkp}} = \frac{\dot{V}_{\text{PK,hav lkp}} \cdot t_{\text{zd}}}{60} \quad (6.08)$$

$$V_{\text{zd,lkp}} = \frac{2,98 \cdot 30}{60}$$

$$V_{\text{zd,lkp}} = \underline{1,489} \text{ m}^3$$

Výpočet minimálního zádržného objemu separátoru pro těžší kapalný podíl

$$V_{\text{zd,tkp}} = \frac{(\dot{V}_{\text{PK,hav tkp}} + \dot{V}_{\text{FCC,nor tkp}}) \cdot t_{\text{zd}}}{60} \quad (6.09)$$

$$V_{\text{zd,tkp}} = \frac{(0,11 + 0,0023) \cdot 30}{60}$$

$$V_{\text{zd,tkp}} = \underline{0,057} \text{ m}^3$$

6.5 Rozměrové výpočty separátoru

Výpočet odlučovací rychlosti kapky lehčího kapalného podílu v plynu

$$v_{od} = 1,15 \cdot \sqrt{\frac{g \cdot D_{kap} \cdot (\rho_{lkp} - \rho_{plp})}{\rho_{plp} \cdot C}} \quad (6.10)$$

$$v_{od} = 1,15 \cdot \sqrt{\frac{9,8 \cdot 0,000\,127 \cdot (701,25 - 2,06)}{2,06 \cdot 4}}$$

$$v_{od} = \underline{0,37} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

- koeficient C – rovnice 6.11
- předpokládaná nejmenší velikost průměru kapky pro kapalný podíl voda, uhlovodíky - $D_{kap} = 127 \cdot 10^{-6} \text{ m}$

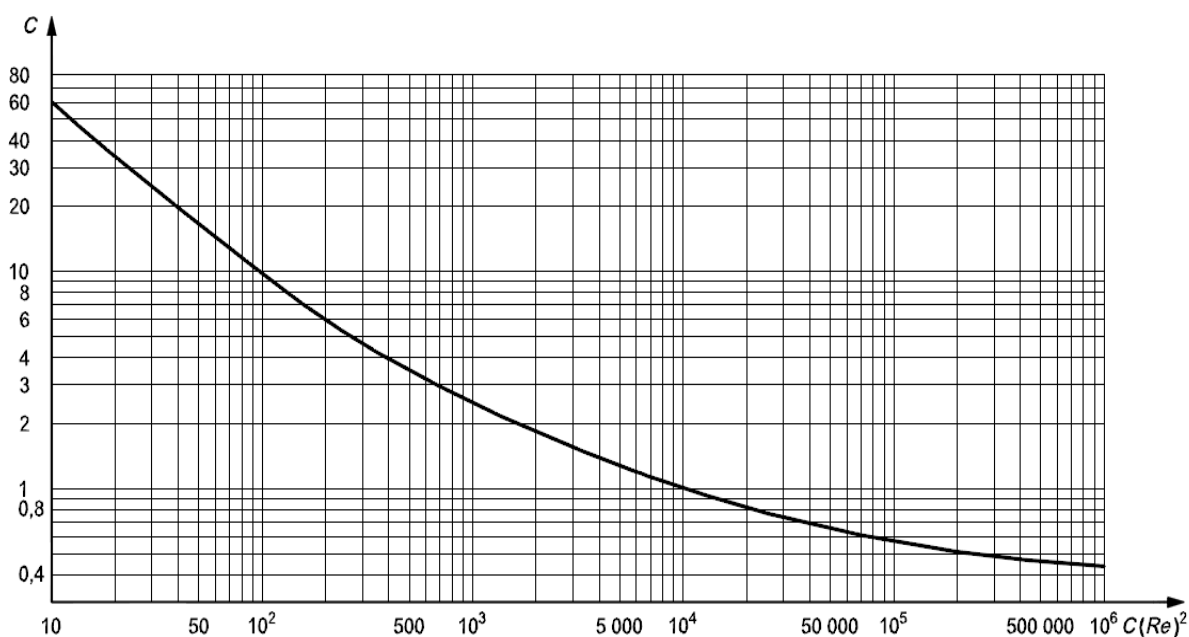
Určení brzdného koeficientu C

$$C(Re)^2 = \frac{0,13 \cdot 10^8 \cdot \rho_{plp} \cdot D_{kap}^3 \cdot (\rho_{lkp} - \rho_{plp})}{\mu_p^2} \quad (6.11)$$

$$C(Re)^2 = \frac{0,13 \cdot 10^8 \cdot 2,06 \cdot 0,000\,127^3 \cdot (701,25 - 2,06)}{0,01^2}$$

$$C(Re)^2 = \underline{383,5}$$

- dle grafu 6.1 zvolena hodnota C = 4



Graf 6.1 – Závislost zpomalovacího koeficientu ^[7]

Rozměrový výpočet separátoru je nejprve proveden na zvolený vnitřní průměr 2 m a následně se celý postup výpočtu zopakuje pro další uvažované průměry. Na základě optimálního poměru délky a průměru ($2,5 \leq L/D \leq 6$) a po kontrole vyhovujícího zádržného objemu pro havarijní stav se vybere nejvhodnější rozměr separátoru. Vzdálenosti mezi regulačními hladinami jsou ve všech navrhovaných průměrech konstantní, mění se výška a plocha parního prostoru v separátoru, ve kterém dochází k separaci plyných a kapalných podílů (obr. 6.3)

Výpočet celkové plochy průřezu separátoru

$$S_c = \frac{\pi \cdot D_v^2}{4} \quad (6.12)$$

$$S_c = \frac{3,14 \cdot 2^2}{4}$$

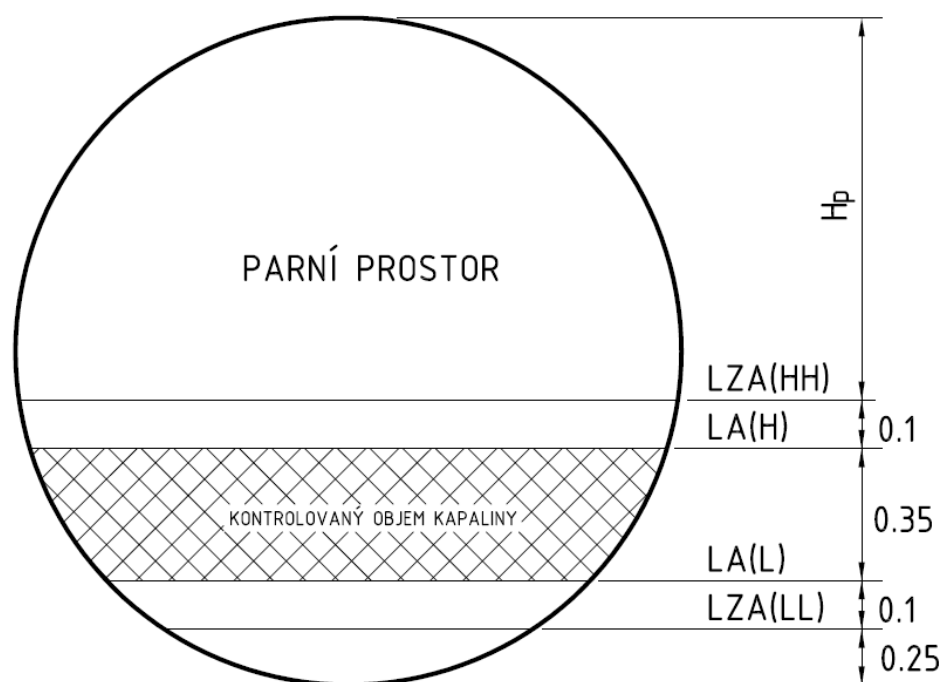
$$S_c = \underline{\underline{3,14}} \text{ m}^2$$

Výpočet výšky regulovaného prostoru

$$H_{rp} = H_{LZALL} + H_{LAL} + H_{LAH} + H_{LZAHH} \quad (6.13)$$

$$H_{rp} = 0,25 + 0,1 + 0,35 + 0,1$$

$$H_{rp} = \underline{\underline{0,8}} \text{ m}$$



Obrázek 6.3 – Rozvržení regulačních hladin, průřez separátoru

Výpočet výšky parního prostoru

$$H_{pp} = D_v - H_{rp} \quad (6.14)$$

$$H_{pp} = 2 - 0,8$$

$$H_{pp} = \underline{\underline{1,2}} \text{ m}$$

Výpočet plochy regulovaného prostoru (6.15)

$$S_{rp} = \frac{0,5 \cdot \left[2 \cdot \arccos\left(1 - 2 \cdot \frac{H_{rp}}{D_v}\right) - \sin\left(2 \cdot \arccos\left(1 - 2 \cdot \frac{H_{rp}}{D_v}\right)\right) \right]}{\pi} \cdot S_c$$

$$S_{rp} = \frac{0,5 \cdot \left[2 \cdot \arccos\left(1 - 2 \cdot \frac{0,8}{2}\right) - \sin\left(2 \cdot \arccos\left(1 - 2 \cdot \frac{0,8}{2}\right)\right) \right]}{\pi} \cdot 3,14$$

$$S_{rp} = \underline{\underline{1,17}} \text{ m}^2$$

Výpočet plochy parního prostoru

$$S_{pp} = S_c - S_{rp} \quad (6.16)$$

$$S_{pp} = 3,14 - 1,17$$

$$S_{pp} = \underline{\underline{1,97}} \text{ m}^2$$

Výpočet času zdržení plynu v separátoru pro odloučení kapaliny

$$t_{od} = \frac{H_{pp}}{v_{od}} \quad (6.17)$$

$$t_{od} = \frac{1,2}{0,37}$$

$$t_{od} = \underline{\underline{3,24}} \text{ s}$$

Výpočet rychlosti plynného podílu po vstupu do separátoru

$$v_{plp} = \frac{(\dot{V}_{PK, \text{hav pl}} + \dot{V}_{FCC \text{ nor pl}} + \dot{V}_{HYD \text{ nor pl}}) \cdot k}{S_{pp} \cdot 3600} \quad (6.18)$$

$$v_{plp} = \frac{(12166,5 + 193 + 577) \cdot 1,1}{1,97 \cdot 3600}$$

$$v_{plp} = \underline{\underline{2,00}} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

Výpočet minimální délky separátoru

$$L_{\min} = t_{\text{od}} \cdot v_{\text{plp}} \cdot N \quad (6.19)$$

$$L_{\min} = 3,24 \cdot 2,00 \cdot 1$$

$$L_{\min} = \underline{6,48} \text{ m}$$

- Při velkém množství vstupujícího plynu je možné rozdělení proudu plynu do více vstupních hrdel – N, v navrhovaném řešení je uvažováno jedno vstupní hrdlo.
- Vypočítaná minimální délka separátoru $L_{\min} = 6,48$ m při navrhovaném průměru 2 m odpovídá preferovanému poměru mezi průměrem a délkou nádoby ($2,5 \leq L/D \leq 6$). Pro uvažovaný průměr je nutné zkontrolovat, zda objem mezi hladinami LA(H) a LA(L) je větší, než požadovaný zádržný objem pro havarijní situace.

D_v	r	H_{pp}	S_c	S_{pp}	t_{od}	v_{plp}	L_{\min}
[m]	[m]	[m]	[m ²]	[m ²]	[s]	[m·s ⁻¹]	[m]
1,20	0,6	0,4	1,13	0,33	1,08	11,96	12,92
1,5	0,75	0,7	1,77	0,82	1,89	4,84	9,16
1,8	0,9	1,0	2,54	1,45	2,7	2,72	7,35
2,0	1,0	1,2	3,14	1,97	3,24	2,00	6,48
2,3	1,15	1,5	4,15	2,87	4,05	1,38	5,57
2,5	1,25	1,7	4,91	3,56	4,59	1,11	5,10
2,6	1,3	1,8	5,31	3,91	4,86	1,01	4,91
3	1,5	2,2	7,07	5,55	5,95	0,71	4,23
3,5	1,75	2,7	9,62	7,94	7,3	0,5	3,63

Tabulka 6.1 – Návrhové parametry separátoru při volbě vnitřního průměru

- Po provedení výpočtů pro různé průměry je zřejmé, že se zmenšující se plochou parního prostoru při menších vnitřních průměrech roste rychlost proudícího plynného podílu po vstupu do separátoru, což má za následek rostoucí minimální délku separátoru potřebnou pro odloučení kapalného podílu. Například při zvolném vnitřním průměru 1,2 m by byla minimální délka separátoru 12,92 m (tab. 6.1).

Výpočet průřezu plochy kontrolovaného objemu mezi alarmy LA(H) a LA(L)

$$S_{ko} = S_{LA(H)} - S_{LA(L)} \quad (6.20)$$

$$S_{ko} = \frac{0,5 \cdot \left[2 \cdot \arccos\left(1 - 2 \cdot \frac{H_{LA(H)}}{D_v}\right) - \sin\left(2 \cdot \arccos\left(1 - 2 \cdot \frac{H_{LA(H)}}{D_v}\right)\right) \right]}{\pi} \cdot S_c -$$

$$\frac{0,5 \cdot \left[2 \cdot \arccos\left(1 - 2 \cdot \frac{H_{LA(L)}}{D_v}\right) - \sin\left(2 \cdot \arccos\left(1 - 2 \cdot \frac{H_{LA(L)}}{D_v}\right)\right) \right]}{\pi} \cdot S_c$$

$$= \frac{0,5 \cdot \left[2 \cdot \arccos\left(1 - 2 \cdot \frac{0,7}{2}\right) - \sin\left(2 \cdot \arccos\left(1 - 2 \cdot \frac{0,7}{2}\right)\right) \right]}{\pi} \cdot 3,14 -$$

$$\frac{0,5 \cdot \left[2 \cdot \arccos\left(1 - 2 \cdot \frac{0,35}{2}\right) - \sin\left(2 \cdot \arccos\left(1 - 2 \cdot \frac{0,35}{2}\right)\right) \right]}{\pi} \cdot 3,14$$

$$S_{ko} = 0,98 - 0,37$$

$$S_{ko} = \underline{0,61} \text{ m}^2$$

Výpočet objemu mezi alarmy LA(H) a LA(L) ve válcové části separátoru

$$V_{kov} = S_{ko} \cdot L \quad (6.21)$$

$$V_{kov} = 0,61 \cdot 6,5$$

$$V_{kov} = \underline{3,97} \text{ m}^3$$

- Původně vypočítaná minimální délka 6,48 m byla upravena na 6,5 m.

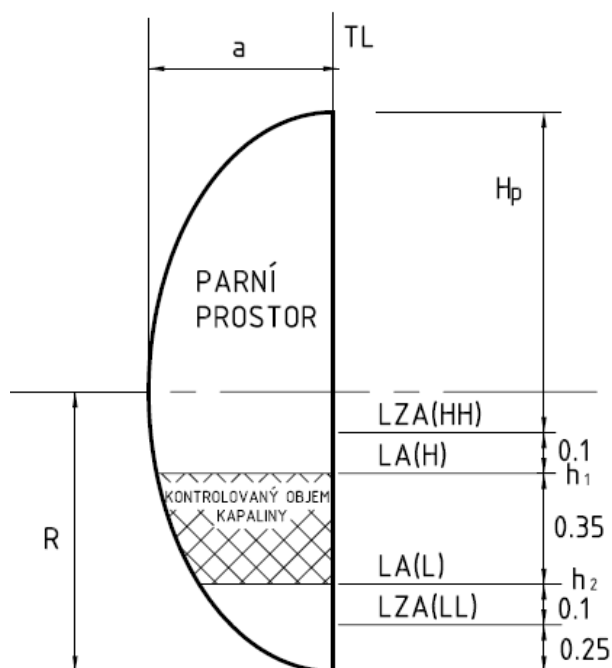
Výpočet objemu mezi alarmy LA(H) a LA(L) ve dnech separátoru

$$V_{kod} = \pi \cdot a \cdot h_1^2 \cdot \left(1 - \frac{h_1}{3 \cdot R}\right) - \pi \cdot a \cdot h_2^2 \cdot \left(1 - \frac{h_2}{3 \cdot R}\right) \quad (6.22)$$

$$V_{kod} = \pi \cdot 0,4 \cdot 0,7^2 \cdot \left(1 - \frac{0,7}{3 \cdot 1}\right) - \pi \cdot 0,4 \cdot 0,35^2 \cdot \left(1 - \frac{0,35}{3 \cdot 1}\right)$$

$$V_{kod} = \underline{0,34} \text{ m}^3$$

- Uvažován elipsoidní tvar den (obr 6.4)



Obrázek 6.4 – Elipsoidní tvar dna, regulační úrovně

Výpočet celkového objemu mezi alarmy LA(H) a LA(L)

$$V_{\text{koc}} = V_{\text{kov}} + V_{\text{kod}} \quad (6.23)$$

$$V_{\text{koc}} = 3,97 + 0,34$$

$$V_{\text{koc}} = \underline{4,31} \text{ m}^3$$

- Celkový kontrolovaný objem mezi hladinami LA(H) a LA(L) je větší než požadovaný zádržný objem při mimořádné havarijní události (6.08).

Návrh rozměrů kalníku pro těžší kapalnou fázi

$$V_{\text{kal}} = \frac{\pi \cdot D_{\text{vk}}^2}{4} \cdot LA(H)_K - LA(L)_K \quad (6.24)$$

$$V_{\text{kal}} = \frac{\pi \cdot 0,5^2}{4} \cdot 0,5$$

$$V_{\text{kal}} = \underline{0,098} \text{ m}^3$$

Z důvodu možné údržby kalníku, je zvolen jeho minimální průměr 0,5 m. Vzdálenosti mezi alarmovanými hladinami zvolena 0,5 m, po kontrolním výpočtu objem kalníku vyhovuje, protože zádržný objem pro těžší kapalnou fázi je 0,068 m³ (výpočet 6.09). Vzdálenosti po blokovací hladině jsou voleny obdobně jako u lehčího kapalného podílu 0,1 m.

7. Technicko - ekonomické zhodnocení

7.1 Investiční náklady navrhovaného systému

Náklady spojené s úpravou konvenčního systému na flérový systém využívající odpadní plyny lze rozdělit na náklady investiční a provozní. Oproti obvyklému řešení posledního bezpečnostního systému v provozu, je za účelem využití kontinuálního proudu odplynů nutné do systému instalovat kompresor, který je jedním z největších investičních nákladů. Pro zvolené řešení je nejvhodnějším kompresor šroubový, například dle normy API 619. Výhody uvedeného šroubového kompresoru spočívají ve vysokém kompresním poměru dosažitelným jedním stupněm komprese, dále v možnosti proměnlivých podmínek ve složení, teplotě a tlaku stlačovaného plynu. Druhým zařízením spojeným s investicí do systému je chladič kompresoru pro případ nedostatečného průtoku, při kterém by kompresor nebyl schopný komprimovat plyn na 6 barg v systému topných plynů závodu. Cirkulace plynu v systému umožňuje stálý chod kompresoru, avšak cirkulující plyn je nutné chladit. Další investiční náklady přímo souvisejí s výše uvedenými zařízeními, jedná se o regulaci těchto strojů, úpravy potrubních tras, armatury a elektromotor pro pohon kompresoru. Zbývající zařízení, jimiž jsou třífázový separátor, vodní tlakový uzávěr, fléra a čerpadlo pro odtah lehčího, uhlovodíkového kapalného podílu jsou nezbytnými prvky bezpečnostního flérového systému bez ohledu na to, zda se odplyny využívají či nikoliv. Při odhadu investičních nákladů (tab. 7.1) je vycházeno ze simulace v programu ChemCad (Příloha diplomové práce A), jejíž součástí jsou pořizovací ceny jednotlivých strojních zařízení. Ceny uvedené v přehledu jsou orientační, vždy by bylo nutné posuzovat konkrétní investici v reálném provozu a ceny vyjednané s dodavateli.

Šroubový kompresor	6 900 000
Elektromotor pro pohon kompresoru	150 000
Ovládání kompresoru	140 000
Montáž, dodání kompresoru	170 000
Ostatní strojní zařízení, montáž a dodání	2 000 000
Potrubních trasy, armatury	7 000 000
Instrumentace, úprava řídicího systému, regulace	5 500 000
Projekční práce	4 200 000
Stavební práce, náklady spojené s uvedením do provozu	15 000 000
Celkem	41 600 000 [Kč]

Tabulka 7.1 – Odhadované investiční náklady systému

7.2 Provozní náklady navrhovaného systému

7.2.1 Přímé náklady na elektrickou energii pro příkon kompresoru

Je zřejmé, že velkoodběratel elektrické energie jako je rafinerie má s dodavatelem vyjednané výhodnější podmínky odběru, než jaké jsou uvedeny v cenících pro podnikatele. Často se v areálu podobných průmyslových celků nachází vlastní hlavní zdroj elektrické energie, například rafinerie Slovnaft nedávno rekonstruovala vlastní teplárnu. Pro náklady spojené s příkonem kompresoru je zdrojem kalkulace oficiální ceník elektrické energie pro podnikatele společnosti E-On, Distribuční území ČEZ Distribuce a.s. Příkon kompresoru je určen simulací procesu v programu ChemCAD (Příloha diplomové práce A) i s účinností elektromotoru je 110 kW. Uvažovaná doba provozu kompresoru 6500 hodin za rok.

Ceník Fix 2015 E.ON Standard Power (sazba cd02) ^[21]

Sazby v závislosti na odběru elektrické energie - C_o

	cena bez DPH [Kč/MWh]	cena s DPH [Kč/MWh]
Cena za dodávku elektřiny	1 369	1 656
Sazba daně z elektřiny	28,30	34,24
Cena za distribuované množství elektřiny	2 022,09	2 446,73
Cena za systémové služby	119,25	144,29
Cena na podporu výkupu elektřiny z OZE, KVET a DZ	495	598,95
Cena za činnost OTE	7,55	9,14
Celkem [Kč/MWh]	4 041,19	4 889,35

Paušální sazby - C_p

	cena bez DPH [Kč/měsíc]	cena s DPH [Kč/měsíc]
Platba za dodávku elektřiny	48	58
Platba podle jmenovité proudové hodnoty hlavního jističe před elektroměrem	624	755
Celkem [Kč/rok]	8 064	9 756

Odběr elektrické energie pro příkon kompresoru

$$O_{el} = P_{el} \cdot h \quad (7.1)$$

$$O_{el} = \frac{110}{1\,000} \cdot 6\,500$$

$$O_{el} = \underline{715} \text{ MWh}$$

Roční náklady za elektrickou energii pro příkon kompresoru

$$N_{el} = O_{el} \cdot C_o + C_p \quad (7.2)$$

$$N_{el} = 715 \cdot 4\,889,35 + 9\,756$$

$$N_{el} = \underline{3\,505\,641} \text{ Kč}$$

7.2.2 Celkové provozní náklady za rok

Elektrická energie pro příkon kompresoru	3 505 641
Náklady na údržbu a provoz kompresoru	105 000
Údržba a provoz ostatních strojních zařízení	198 000
Servis potrubních tras, armatur	151 000
Údržba instrumentace	54 300
Náklady na pomocná pracovní média	259 000
Celkem	4 272 941 [Kč/rok]

Tabulka 7.2 – Odhadované provozní náklady systému

7.3 Úspory získané využitím odpadních plynů

Složení a množství odpadních plynů jsou určena simulací procesu (Příloha diplomové práce A). Z této simulace je známá i výhřevnost a spalné teplo odpadního plynu, obr 7.1, proud 11). Spalné teplo odpadních plynů je 47,34 MJ/kg, výhřevnost 43,05 MJ/kg. Úspory získané využitím odpadních plynů jsou porovnány s náklady, které by podnik vynaložil za stejné množství tepla do topného systému z jiného média. Pro porovnání je zvolen zemní plyn o výhřevnosti 33,4 MJ/m³. Množství plynu je 1153 kg/h, z původního množství odplynů za normálního provozu – 1155 kg (tab. 5.1) dva kilogramy plynu (vodní páry) zkondenzovaly v separátoru (Simulace - příloha diplomové práce A). Povození doba technologických jednotek je zvolena 6500 hodin ročně.

Výpočet tepla získaného využitím odpadních plynů za jeden rok

$$Q_{op} = Q_i \cdot \dot{Q} \cdot h \quad (7.3)$$

$$Q_{op} = 43,05 \cdot 1153 \cdot 6500$$

$$Q_{op} = \underline{322,6 \cdot 10^3} \text{ GJ/rok}$$

Výpočet množství zemního plynu pro získání tepla z odpadních plynů za rok

$$V_{zp} = \frac{Q_{op}}{Q_{i,zp}} \quad (7.4)$$

$$V_{zp} = \frac{322\,600 \cdot 10^3}{33,4}$$

$$V_{zp} = \underline{9,65 \cdot 10^6} \text{ m}_n^3$$

STREAM PROPERTIES

Stream No.	9	10	11	12
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	60.5715	60.5715	60.5715	0.0000
Mass flow kg/h	1152.7323	1152.7323	1152.7323	0.0000
Temp C	17.4586	154.6154	154.6154	0.0000
Pres bar-G	0.1000	6.0000	6.0000	0.0000
Vapor mole fraction	1.000	1.000	1.000	0.0000
Vapor mass fraction	1.000	1.000	1.000	0.0000
Enth kJ/h	-2.1801E+006	-1.8005E+006	-1.8005E+006	0.00000
Entropy kJ/K/h	-3932.	-3793.	-3793.	0.0000
GibbsEnergy kJ/h	-1.0375E+006	-1.7808E+005	-1.7808E+005	0.00000
Tc C	-27.4435	-27.4435	-27.4435	0.0000
Pc bar-G	107.7170	107.7170	107.7170	0.0000
Std. sp gr. wtr = 1	0.375	0.375	0.375	0.000
Std. sp gr. air = 1	0.657	0.657	0.657	0.000
Degree API	245.6312	245.6312	245.6312	0.0000
Heating values (60 F)				
Gross kJ/kg	4.734E+004	4.734E+004	4.734E+004	
Net kJ/kg	4.305E+004	4.305E+004	4.305E+004	
Average mol wt	19.0309	19.0309	19.0309	0.0000
Actual dens kg/m3	0.8792	3.7617	3.7617	0.0000
Actual vol m3/h	1311.1370	306.4391	306.4391	0.0000
Std liq m3/h	3.0723	3.0723	3.0723	0.0000
Std vap 0 C m3/h	1357.6290	1357.6290	1357.6290	0.0000
RVP bar-G				
Vpres bar-G				
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h	60.5715	60.5715	60.5715	
Mass flow kg/h	1152.7323	1152.7323	1152.7323	
Average mol wt	19.0309	19.0309	19.0309	
Actual dens kg/m3	0.8792	3.7617	3.7617	
Actual vol m3/h	1311.1370	306.4391	306.4391	
Std liq m3/h	3.0723	3.0723	3.0723	
Std vap 0 C m3/h	1357.6290	1357.6290	1357.6290	
Cp kcal/kmol-C	10.0462	12.0644	12.0644	
Cp/Cv	1.2512	1.2031	1.2031	
Z factor	0.9975	0.9977	0.9977	
Visc cP	0.01034	0.01451	0.01451	
Th cond kcal/h-m-C	0.0458	0.0682	0.0682	

Obrázek 7.1 – Hodnoty odpadních plynů na sání a výtlačku kompresoru

- Vysokou teplotu na výtlačku kompresoru by bylo nutné řešit s jeho dodavateli. Zvolit vhodný typ kompresoru, způsob chlazení atd.

Přepočet množství zemního plynu MWh

$$O_{zp} = V_{zp,r} \cdot k \cdot p \quad (7.5)$$

$$O_{zp} = 9,65 \cdot 10^6 \cdot 0,975 \cdot 0,0105$$

$$O_{zp} = \underline{\underline{98\,880\,MWh}}$$

k – technická konstanta, zohledňuje atmosférický tlak, umístění plynoměru
p- spalné teplo v MWh/m³ pro zemní plyn v dané lokalitě

Podobně jako u cen elektrické energie, ceny za dodávku a distribuci zemního plynu pro velkoodběratele jsou vyjádřeny individuální nabídkou, bonusy pro konkrétní průmyslový podnik dle ročního odběru. Z výše uvedeného důvodu lze tyto ceny pouze odhadovat. Například Národní zpráva Energetického regulačního úřadu pro rok 2011^[20] uvádí, že velkoodběratelé zaplatily za dodávku a distribuci zemního plynu v průměru o 33% méně než domácnosti či maloodběratelé. Velkoodběratel je v České republice definován ročním odběrem více než 4200 MWh. Ve zmíněné zprávě je uvedena průměrná cena za jednu MWh zaplacená velkoodběrateli v 1. kvartále roku 2011 - 807,22 Kč včetně DPH. Z této ceny jsou vyjádřeny úspory, které by rafinerie získala, pokud by do topného systému využila odpadní plyny z flérového systému namísto kupovaného zemního plynu.

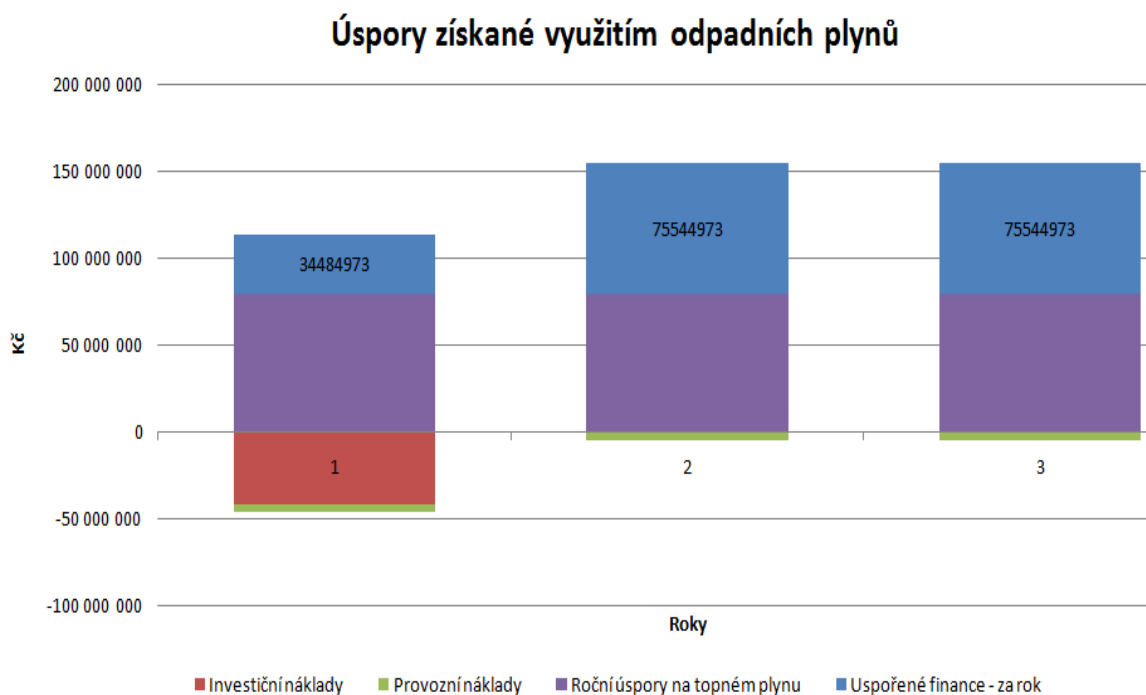
Výpočet úspor získaných využitím odpadních flérových plynů za rok

$$U = O_{zp,r} \cdot C_{zp} \quad (7.6)$$

$$U = 98\,880 \cdot 807,22$$

$$U = \underline{\underline{79\,817\,914 \text{ Kč}}}$$

Je evidentní, že úspory jsou významné a k návratnosti investice dochází již v prvním roce provozu (graf 7.1). Zásadní ekonomický přínos zvoleného opatření je dán tím, že v zadaném případě existuje tok směsi hodnotných, vysoce výhřevných plynných složek, které se v konvenčních flérových systémech bez využití spalují. Vhodnost instalace systému využití odpadních flérových plynů je však nutné posuzovat vždy pro konkrétní provoz a dané provozní podmínky.



Graf 7.1 – Úspory získané využitím odpadních plynů

8. Závěr

V diplomové práci byl popsán a navržen systém využití odpadních rafinérských plynů. Z konstrukčního hlediska bylo řešeno důležité strojní zařízení systému, třífázový separátor kapalných příměsí. Zmíněné zařízení bylo navrženo s ohledem na požadovanou separaci plyných a kapalných podílů, v rámci regulace separátoru byly určeny jednotlivé úrovně hladin těžšího a lehčího kapalného podílu. Dále byly spočítány všechny podstatné rozměry, zádržné objemy kapalného podílu a minimální parní prostor, tak aby zařízení splnilo svůj účel při největším, havarijním uvolnění z provozů před flérovým systémem.

Dále byla vypracována simulace řešeného procesu v programu ChemCad, z tohoto podkladu jsou známy všechny chemicko-fyzikální vlastnosti a složení odseparovaných plyných podílů pro další využití. Simulace rovněž prokázala, že zkondenzovaný kapalný podíl v separátoru při normálním provozu je v podstatě zanedbatelný pro další využití. Jedná se o malé množství vody, původně uvažované zpracování kontinuálního toku zkondenzovaných kapalných uhlovodíků ve výměníku tepla tudíž pozbylo na významu, proto toto zařízení nebylo dále v systému využití odplynů a celé diplomové práci řešeno. Kapalný podíl uhlovodíků by byl ze separátoru odváděn čerpadlem a následně dále využíván pouze při mimořádných situacích, uvolněních tlakových okruhů před flérovým systémem.

Doba návratnosti investice a celkové ekonomické hledisko bylo posuzováno pro využití odpadních plynů, které se v tradičním řešení flérových systémů bez užitku spalují. Teplo získané z využitelného plyného podílu v topném systému bylo porovnáno se teplem získaným z odpovídajícího množství zemního plynu, který by podnik do topného systému nakoupil namísto využívaných odplynů. V zadání pro úpravu flérového systému byly splněny všechny podmínky pro efektivní využití odpadních plynů. Systémem odplynů proudí dostatečné množství o průtoku 1153 kg/h, tyto odpadní plyny mají vysokou výhřevnost 43,05 MJ/kg a jejich složení je vhodné k užití do systému topného plynu.

Po odhadnutí investičních a provozních nákladů se případná realizace popisovaného systému ukázala jako velice výhodná a lze konstatovat, že pro vhodný typ provozu by měla zásadní ekonomický přínos. V navrhovaném řešení, by vzhledem k výše popsaným skutečnostem bylo dosaženo úspor převyšujících sedmdesát milionu korun ročně.

9. Použitá literatura

- [1] BLAŽEK J., RÁBL V.: Základy zpracování a využití ropy. 2. vyd. Vysoká škola chemicko-technologická v Praze 2006. 254 s, ISBN 80-7080-619-2
- [2] WICHTERLE, Kamil: Základy procesního inženýrství : poznámky. Ostrava : VŠB TUO, 2010. 131 s.
- [3] PERRY, Robert H.: GREEN, Don W. Perry's chemical engineers' *handbook*. 7th edition. New York : McGRAW - HILL, Inc., 1999. 10000 s. ISBN 0-07-049841-5.
- [4] KADLEC Z.: Termomechanika, Ediční středisko VŠB - TU Ostrava 2004, 96s
- [5] KOLARČÍK K., KAMINSKÝ J., PUMPRLA O. : Kompresory, Ediční středisko VŠB - TU Ostrava 2008, 122 s.
- [6] LEINVEBER J., VÁVRA P.: Strojnické tabulky - Druhé doplněné vydání, Vydavatelství Albra 2005, 921s. ISBN 80-7361-011-6
- [7] ANSI/API standard 521, Pressure –relieving and depressuring systems, Fifth Edition 2007

Internetové zdroje:

- [8] www.unep.org
- [9] www.ropa.cz
- [10] www.crc.cz
- [11] www.mero.cz
- [12] www.bp.com
- [13] www.opec.org
- [14] www.iea.org
- [15] www.deltavalve.cwfc.com
- [16] www.klmtechgroup.com
- [17] www.flares-stacks.com
- [18] www.forgedvesselconn.com
- [19] www.webcalc.com.br/blog/Tank_Volume.pdf JONES D.,
- [20] www.cenyenergie.cz
- [21] www.eon.cz

Seznam příloh, grafů, obrázků a tabulek

Příloha A – Simulace procesu v softwaru ChemCad

Příloha B – Technologické schéma systému využití odpadních plynů

Příloha C – Výkres sestavy třífázového separátoru

Obrázek 2.1 – Ropná těžební plošina ^[12]	12
Obrázek 2.2 – Schéma atmosférické destilace ropy ^[1]	14
Obrázek 2.3 – Destilační kolony v rafinerii Kralupy ^[2]	15
Obrázek 2.4 – Síť ropovodů v České republice ^[11]	16
Obrázek 2.5 – Velkokapacitní tanky v Centrálním tankovišti ropy ^[11]	18
Obrázek 3.1 – Technologie pozdrženého koksování ^[1]	19
Obrázek 3.2 – Věže jednotky pozdrženého koksování ^[15]	20
Obrázek 3.3 – Schéma technologie katalytické krakování ^[1]	22
Obrázek 3.4 – FCC jednotka v Kralupech nad Vltavou ^[10]	23
Obrázek 3.5 – Hydrogenační rafinace benzínu ^[1]	24
Obrázek 4.1 – Zahoření fléry při odtakování provozu ^[17]	25
Obrázek 4.2 – Schéma flérového systému ^[16]	27
Obrázek 4.3 – Flérový hořák s parními tryskami ^[17]	28
Obrázek 6.1 – Schéma třífázového separátoru	32
Obrázek 6.2 – Rozrážeč vírů ^[18]	36
Obrázek 6.3 – Rozvržení regulačních hladin, průřez separátoru	39
Obrázek 6.4 – Elipsoidní tvar dna, regulační úrovně	43
Obrázek 7.1 – Hodnoty odpadních plynů na sání a výtlačku kompresoru	47
 Tabulka 2.1 – Nejvýznamnější producenti ropy v letech 2008 – 2011 ^[14]	 9
Tabulka 3.1 – Typické pracovní podmínky FCC jednotky ^[1]	22
Tabulka 5.1 – Složení a množství proudů odplynů za normálního provozu	30
Tabulka 5.2 – Hodnoty proudů z jednotek při maximálním uvolnění	31
Tabulka 6.1 – Návrhové parametry separátoru při volbě vnitřního průměru	41
Tabulka 7.1 – Odhadované investiční náklady systému	44
Tabulka 7.2 – Odhadované provozní náklady systému	46
 Graf 2.1 – Vývoj cen ropy v období let 1861 – 2012 ^[12]	 10
Graf 2.2 – Dodávky ropy ropovody IKL a Družba do České rafinérské a.s. v letech 2000 – 2012 ^[11]	17
Graf 6.1 – Závislost zpomalovacího koeficientu ^[7]	38
Graf 7.1 – Úspory získané využitím odpadních plynů	48

Poděkování

Na závěr děkuji vedoucímu práce doc. Ing. Jiřímu Míkovi, CSc. za poskytnutí odborných rad a zkušeností, které mi velmi pomohly při tvorbě mé diplomové práce.